



ITS
Institut
Teknologi
Sepuluh Nopember

TUGAS AKHIR - TL141584

ANALISIS RISIKO SISTEM TEG CONTACTOR DENGAN METODE *RISK-BASED INSPECTION* (RBI) SEMI-KUANTITATIF DAN BAHAYA DENGAN METODE *HAZARD AND OPERABILITY STUDY* (HAZOPS)

VIGITA MARIA CECILIA KEWASI
NRP 02511440000140

Dosen Pembimbing
Budi Agung Kurniawan, ST.,M.Sc
Dr. Eng. Hosta Ardhyana, ST.,M.Sc

DEPARTEMEN TEKNIK MATERIAL DAN METALURGI
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2018



TUGAS AKHIR - TL141584

**ANALISIS RISIKO SISTEM TEG CONTACTOR
DENGAN METODE *RISK-BASED INSPECTION*
(RBI) SEMI-KUANTITATIF DAN BAHAYA
DENGAN METODE *HAZARD AND OPERABILITY*
STUDY (HAZOPS)**

VIGITA MARIA CECILIA KEWAS
NRP. 02511440000140

Dosen Pembimbing
Budi Agung Kurniawan, ST., M.Sc
Dr. Eng. Hosta Ardhyanta, ST., M.Sc

DEPARTEMEN TEKNIK MATERIAL
Fakultas Teknologi industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2018

(Halaman ini sengaja dikosongkan)



FINAL PROJECT - TL141584

**RISK ANALYSIS OF TEG CONTACTOR
SYSTEM USING RISK-BASED INSPECTION
(RBI) WITH SEMI-QUANTITATIVE METHODS
AND HAZARD ANALYSIS USING HAZARD
AND OPERABILITY STUDY (HAZOPS)**

VIGITA MARIA CECILIA KEWAS
NRP. 02511440000140

Supervisors

Budi Agung Kurniawan, ST., M.Sc

Dr. Eng. Hosta Ardhyanta, ST., M.Sc

DEPARTMENT OF MATERIALS ENGINEERING
Faculty of Industry Technology
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2018

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

**ANALISIS RISIKO DENGAN METODE *RISK-BASED INSPECTION* (RBI) SEMI-KUANTITATIF
DAN BAHAYA DENGAN METODE *HAZARD AND
OPERABILITY STUDY* (HAZOPS) PADA SISTEM
TEG CONTACTOR**

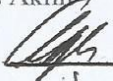
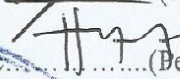
TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada
Program Studi S-1 Departemen Teknik Material
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

VIGITA MARIA CECILIA KEWAS
NRP. 02511440000140

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Budi Agung K., ST., M.Sc...  (Pembimbing I)
2. Dr. Eng. Hosta A., ST., M.Sc...  (Pembimbing II)



(Halaman ini sengaja dikosongkan)

**ANALISIS RISIKO SISTEM *TEG CONTACTOR*
DENGAN METODE *RISK-BASED INSPECTION (RBI)*
SEMI-KUANTITATIF DAN BAHAYA DENGAN
METODE *HAZARD AND OPERABILITY STUDY*
(HAZOPS)**

Nama : Vigita Maria Cecilia K.
NRP : 02511440000140
Departemen : Teknik Material
Pembimbing : Budi Agung Kurniawan, ST., M.Sc.
Dr. Eng. Hosta Ardhyanta, ST., M.Sc.

Abstrak

Dalam instalasi komponen di industri minyak dan gas, penilaian risiko dan bahaya diperlukan untuk mengantisipasi potensi kegagalan pada sistem produksi yang dapat menyebabkan kerugian perusahaan. *Risk-Based Inspection (RBI)* dan *Hazard Operability Study (HAZOPS)* merupakan jenis *assessment* yang umum digunakan oleh perusahaan migas. Tujuan studi penelitian ini adalah untuk menganalisis tingkat risiko dengan RBI semi-kuantitatif berdasarkan API RP 581 dan tingkat bahaya dengan HAZOPS berdasarkan BS IEC 61882 pada TEG Contactor. *Risk Based Inspection* adalah pengkategorian tingkat risiko pada suatu alat produksi untuk meminimalisasi kegagalan komponen dan dampak terhadap lingkungan kerja. Sedangkan HAZOPS merupakan penilaian kategori bahaya dengan standar deviasi tertentu pada suatu komponen. TEG Contactor merupakan bejana kolom dengan yang berfungsi sebagai sistem dehidrasi *wet gas*. Analisis RBI dan HAZOPS dilakukan pada TEG Contactor untuk mencegah kegagalan komponen akibat fluida *wet gas* dan *rich glycol* yang mengandung H₂S dan CO₂ selama kondisi operasi. Pembagian

area penilaian RBI dilakukan pada enam komponen, yaitu *top shell TEG contactor*, *bottom shell TEG contactor*, pipa *inlet wet gas*, pipa *outlet dry gas*, pipa *inlet lean glycol*, dan pipa *outlet rich glycol*, sedangkan area penilaian HAZOPS terbagi menjadi dua berdasarkan fluida yang dialiri, yaitu sistem dari komponen pipa *inlet wet gas* menuju *top shell TEG contactor* dan pipa *outlet dry gas* serta sistem dari komponen *bottom shell TEG contactor* menuju pipa *inlet lean glycol* dan pipa *outlet rich glycol*. Berdasarkan kondisi operasi dan studi yang dilakukan, hasil RBI pada *top shell TEG contactor*, pipa *inlet wet gas*, dan pipa *outlet dry gas* yang dialiri metana memiliki tingkat risiko *Medium* (1D). Sedangkan komponen *bottom shell TEG contactor*, pipa *inlet lean glycol*, dan pipa *outlet rich glycol* memiliki tingkat risiko *Medium-high* (1E). Untuk hasil analisis HAZOPS, keenam komponen memiliki tingkat bahaya pada level *Low*. Setelah dilakukan *scoring* RBI dan HAZOPS, rekomendasi interval inspeksi pada keenam komponen dilakukan setiap 10 tahun dengan inspeksi visual dan UT *Thickness*

.

Kata Kunci: RBI, HAZOPS, *TEG Contactor*, *Risk Assessment*, *Pressure Vessel*

**RISK ANALYSIS OF TEG CONTACTOR SYSTEM
USING RISK-BASED INSPECTION (RBI) SEMI-
QUANTITATIVE METHODS AND HAZARD
ANALYSIS USING HAZARD AND OPERABILITY
STUDY (HAZOPS)**

Name : Vigita Maria Cecilia K.
NRP : 02511440000140
Departement : Materials Engineering
Advisors : Budi Agung Kurniawan, ST., M.Sc.
Dr. Eng. Hosta Ardhyanta, ST., M.Sc.

Abstract

Along with the installation of components in the oil and gas industry, risk and hazard assessments are required to anticipate the potential failures of production systems that could cause corporate losses. Risk-Based Inspection (RBI) and Hazard Operability Study (HAZOPS) is a common type of assessment that have been used by oil and gas companies. The purpose of this study is to analyze the risk-level of the TEG Contactor system with semi-quantitative RBI methods based on API RP 581 and hazard risk-rating with HAZOPS based on BS IEC 61882 on TEG Contactor. Risk Based Inspection is the categorization of risk level in a system of the plant production to minimize the component failures and its effect through environment. Meanwhile, HAZOPS is a hazard category assessment with a certain standard deviation of the components. TEG Contactor is one of a pressure vessel that have been used as a dehydration system. RBI and HAZOPS methods were performed to prevent component failure of TEG Contactor due to wet gas and rich glycol fluids which contain H₂S and free water during the operating conditions. The risk assessment area is divided into top shell of TEG Contactor, bottom shell of TEG Contactor, inlet wet gas pipe, dry gas

outlet pipe, lean glycol inlet pipe, and rich glycol outlet pipe. While the HAZOPS assessment area is divided by its fluids, there are inlet wet gas pipe to top shell TEG contactor through outlet dry gas pipe system and bottom shell TEG contactor to pipe inlet lean glycol through pipe outlet rich glycol system. From these studies, the results of RBI analysis on TEG Contactor system found that top shell TEG Contactor, inlet wet gas pipes, and methane gas dry outlets pipe have Medium risk level (1D). Whilst, bottom shell TEG Contactor, lean glycol inlet pipe, and rich glycol outlet pipe got Medium-High risk level (1E) because TEG liquid fluid tends to be instantaneous. For the results of HAZOPS analysis, the six components is included into low-level. After these scorings, the interval of inspections of each components is about every ten years with visual inspection and UT Thickness methods.

Keywords: RBI, HAZOPS, TEG Contactor, Risk Assessment, Pressure Vessel

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Tuhan Yang Maha Kuasa, atas berkat dan karunia-Nya penulis dapat menyelesaikan mata kuliah dan penyusunan laporan Tugas Akhir dengan judul **“Analisis Risiko Sistem TEG Contactor dengan Metode Risk-Based Inspection (RBI) dan Bahaya dengan Metode Hazard and Operability Study (HAZOPS)”** sebagai salah satu syarat kelulusan tingkat Sarjana Departemen Teknik Material Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Penulis menyadari bahwa tugas akhir ini dapat terselesaikan dengan baik dengan bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, penulis ini mengucapkan terimakasih kepada seluruh pihak yang telah memberikan dukungan, bimbingan, dan kesempatan pada penulis hingga laporan tugas akhir ini dapat diselesaikan, yaitu:

1. Kedua orang tua, dan keluarga yang selalu mendoakan dan memberikan semangat dan motivasi.
2. Bapak Budi Agung Kurniawan, ST., M.Sc. dan Bapak Dr. Eng. Hosta Ardhyanta, ST., M.Sc. selaku dosen pembimbing tugas akhir yang selalu memberikan banyak ilmu dan saran dari awal hingga akhir pengerjaan tugas akhir yang dikerjakan oleh penulis.
3. Bapak Shaheb Machfud, ST. selaku pembimbing tugas akhir dari PT SAKA Indonesia Pangkah Ltd. yang memberikan memberikan ilmu dan aplikasi terkait bidang RBI yang sangat membantu pengerjaan laporan tugas akhir.
4. Bapak Dr. Agung Purniawan, ST., M.Eng selaku Ketua Departemen Teknik Material FTI – ITS.

5. Bapak Dr. Eng. Hosta Ardhyanta, ST., M.Sc. selaku Koordinator Tugas Akhir Departemen Teknik Material FTI-ITS.
6. Ibu Rindang Fajarin, S.Si., M.Si. dan Bapak Budi Agung Kurniawan, ST., M.Sc. selaku dosen wali yang sangat mengayomi selama penulis menjalani pendidikan di Departemen Teknik Material.
7. Seluruh dosen dan karyawan Departemen Teknik Material FTI-ITS yang telah membimbing penulis dari awal perkuliahan hingga selesainya laporan tugas akhir ini.
8. Rekan-rekan mahasiswa Teknik Material dan Metalurgi MT 16 yang berjuang bersama dari tahun pertama hingga tahun akhir perkuliahan.
9. Serta seluruh pihak yang belum bisa dituliskan satu per satu oleh penulis.

Penulis berharap laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat kepada seluruh pihak yang membaca. Penulis menyadari bahwa masih banyak kekurangan dalam menulis laporan tugas akhir ini, sehingga penulis menerima kritik dan saran yang dapat membangun serta memperbaiki kekurangan demi kesempurnaan laporan tugas akhir ini.

Surabaya, 6 Juli 2018

Penulis,

Vigita Maria Cecilia Kewas

02511440000140

DAFTAR ISI

LEMBAR JUDUL.....	i
PAGE TITLE	iii
LEMBAR PENGESAHAN.....	v
ABSTRAK	vii
ABSTRACT	viii
KATA PENGANTAR.....	xi
DAFTAR ISI.....	xiii
DAFTAR GAMBAR.....	xvii
DAFTAR TABEL.....	xix

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Rumusan Masalah.....	2
1.3 Tujuan Analisis	2
1.4 Batasan Masalah	2
1.5 Manfaat Studi.....	3

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Inspeksi	5
2.2 Risiko dan Manajemen Risiko	6
2.3 <i>Risk Based Inspection</i> (RBI).....	7
2.3.1 Analisis Kualitatif.....	8
2.3.2 Analisis Semi-Kuantitatif	9
2.3.3 Analisis Kuantitatif.....	9
2.4 <i>Probability of Failure</i> (PoF)	9
2.4.1 <i>Generic Failure Frequency</i> (gff).....	10
2.4.2 <i>Damage Factor</i> (D_f).....	12
2.4.3 <i>Management System Factor</i>	21
2.5 <i>Consequence of Failure</i> (CoF).....	22
2.5.1 Fluida Representatif	22
2.5.2 Frekuensi Kebocoran	26
2.5.3 Laju Kebocoran Fluida.....	27

2.5.4	Tipe Kebocoran	29
2.5.5	Massa Fluida yang Tersedia saat Pelepasan	30
2.5.6	Dampak Deteksi dan Isolasi Kebocoran.....	31
2.5.7	Penentuan Laju dan Massa <i>Release</i>	33
2.5.8	Konsekuensi Keterbakaran dan Ledakan	33
2.5.9	Konsekuensi Racun	40
2.5.10	Konsekuensi <i>Non-flammable</i> dan <i>Non-toxic</i> ...	41
2.5.11	Konsekuensi Kerusakan Komponen dan Cidera Personil.....	42
2.6	Penentuan Tingkat Risiko.....	42
2.7	<i>Hazard and Operability Study (HAZOPS)</i>	43
2.8	<i>TEG Contactor</i>	49
2.8.1	<i>Pressure Vessel</i>	49
2.8.2	Sistem <i>TEG Contactor</i>	49
2.9	Penjadwalan Inspeksi	55
2.10	<i>Ultrasonic Testing Thickness</i>	57
2.11	Penelitian Sebelumnya	58

BAB III METODELOGI PENELITIAN

3.1	Diagram Alir.....	61
3.2	Prosedur Penelitian	62
3.2.1	Perumusan Masalah.....	62
3.2.2	Studi Literatur.....	62
3.2.3	Pengumpulan Data	63
3.2.4	Penentuan Metode RBI	64
3.2.5	Penentuan Metode HAZOPS.....	65
3.2.6	Penjadwalan Inspeksi	66

BAB IV ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN

1.1	Data Umum dan Spesifikasi Komponen	67
4.2	Analisis RBI Semi-Kuantitatif.....	68
4.2.1	<i>Worksheet A: Consequence of Failure</i>	68
4.2.2	<i>Worksheet B: Probability of Failure</i>	77

4.2.3	<i>Worksheet C1: Konsekuensi Flammable and Explosive</i>	80
4.2.4	<i>Worksheet C2: Konsekuensi Toxic</i>	91
4.2.5	<i>Worksheet D: Matriks Risiko</i>	92
4.3	Analisis HAZOPS	95
4.4	Penjadwalan dan Metode Inspeksi.....	98
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN		
5.1	Kesimpulan	101
5.2	Saran.....	101
DAFTAR PUSTAKA		103
LAMPIRAN A		107
LAMPIRAN B		109
LAMPIRAN C		115
LAMPIRAN D		121
LAMPIRAN E		151
BIODATA PENULIS		157

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1 Program Inspeksi terhadap Risiko.....	5
Gambar 2. 2 Metode Analisis RBI (API, 2008).....	8
Gambar 2. 3 Penipisan pada <i>Extubation Water Pipe</i>	13
Gambar 2. 4 Kerusakan <i>Lining</i> pada <i>Heat Exchanger</i>	13
Gambar 2. 5 <i>Hydrogen-Induced Cracking</i>	14
Gambar 2. 6 Korosi Eksternal Pipa Gas 8in.....	15
Gambar 2. 7 Patah Getas pada <i>Pressure Vessel</i>	16
Gambar 2. 8 <i>Mechanical Fatigue</i> Pipa.....	16
Gambar 2. 9 Matriks Risiko	43
Gambar 2. 10 Matriks HAZOPS	48
Gambar 2. 11 Komponen TEG <i>Contactor</i>	51
Gambar 2. 12 Pipa <i>Inlet Wet Gas</i>	52
Gambar 2. 13 Pipa <i>Outlet Dry Gas</i>	53
Gambar 2. 14 Pipa <i>Inlet Lean Glycol</i>	54
Gambar 2. 15 Pipa <i>Outlet Rich Glikol</i>	54
Gambar 2. 16 Sistem TEG <i>Contactor</i>	55
Gambar 2. 17 <i>Probe UT Thickness</i>	57
Gambar 3. 1 Diagram Alir Analisis.....	61
Gambar 3. 2 Alat UT <i>Thickness, Olympus 3DL Plus</i>	64
Gambar 4. 1 Komponen Sistem TEG <i>Contactor</i>	67
Gambar 4. 2 Tingkat Risiko Sistem TEG <i>Contactor</i>	93
Gambar 4. 3 <i>Risk Rating</i> HAZOPS TEG <i>Contactor</i>	97

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

DAFTAR TABEL

Tabel 2. 1 Frekuensi Kebocoran (API, 2008)	10
Tabel 2. 2 Jenis Frekuensi Kebocoran Komponen.....	11
Tabel 2. 3 Efektivitas Inspeksi Faktor <i>Thinning</i>	17
Tabel 2. 4 Efektivitas Inspeksi	18
Tabel 2. 5 Evaluasi Sistem Manajemen	21
Tabel 2. 6 Fluida Konsekuensi <i>Level 1</i>	22
Tabel 2. 7 Konstanta Fluida Representatif	23
Tabel 2. 8 Konstanta Gas Ideal Fluida	24
Tabel 2. 9 Fasa Akhir Fluida pada <i>Pressure Vessel</i>	26
Tabel 2. 10 Faktor Konversi Konsekuensi	27
Tabel 2. 11 <i>Leveling</i> Sistem Deteksi dan Sistem Isolasi	32
Tabel 2. 12 Kategori Faktor Reduksi	32
Tabel 2. 13 Konsekuensi Keterbakaran Sistem Mitigasi	34
Tabel 2. 14 Durasi Kebocoran Maksimum	34
Tabel 2. 15 Konstanta Konsekuensi Kerusakan Komponen <i>Continuous</i>	39
Tabel 2. 16 Konstanta Konsekuensi Kerusakan Komponen <i>Instantaneous</i>	39
Tabel 2. 17 Konstanta Konsekuensi Cidera Personil <i>Continuous</i>	40
Tabel 2. 18 Konstanta Konsekuensi Cidera Personel <i>Instantaneous</i>	40
Tabel 2. 19 Konstanta Kebocoran Gas H ₂ S	41
Tabel 2. 20 Kategori Probabilitas dan Konsekuensi	43
Tabel 2. 21 <i>Guide Word</i> HAZOPS.....	44
Tabel 2. 22 Kategori Deviasi.....	44
Tabel 2. 23 Tingkat Penilaian Probabilitas	45
Tabel 2. 24 Tingkat Konsekuensi pada Manusia	45
Tabel 2. 25 Tingkat Konsekuensi pada Aset.....	46
Tabel 2. 26 Tingkat Konsekuensi pada Lingkungan	46
Tabel 2. 27 Tingkat Dampak Konsekuensi terhadap Reputasi Perusahaan	47

Tabel 2. 28 Komposisi Material SA 516 <i>Grade 70</i>	51
Tabel 2. 29 Komposisi Material A 106 <i>Grade B</i>	53
Tabel 2. 30 Komposisi Material A 312 TP 316L	55
Tabel 4. 1 Jenis Komponen Analisis RBI dan HAZOPS	68
Tabel 4. 2 Frekuensi Kebocoran <i>Pressure Vessel</i>	69
Tabel 4. 3 Tekanan pada Sistem TEG <i>Contactor</i>	70
Tabel 4. 4 Laju Kebocoran Sistem TEG <i>Contactor</i>	71
Tabel 4. 5 Volume Fluida Sistem TEG <i>Contactor</i>	72
Tabel 4. 6 Massa Komponen dan Massa Inventori Sistem TEG <i>Contactor</i>	72
Tabel 4. 7 Massa Penambahan pada Sistem TEG <i>Contactor</i> ..	73
Tabel 4. 8 Massa yang Tersedia Sistem TEG <i>Contactor</i>	73
Tabel 4. 9 Durasi Kebocoran pada Sistem TEG <i>Contactor</i>	74
Tabel 4. 10 Laju dan Massa Kebocoran <i>Top Shell</i> TEG <i>Contactor</i>	76
Tabel 4. 11 Laju dan Massa Kebocoran <i>Bottom Shell</i> TEG <i>Contactor</i>	76
Tabel 4. 12 Laju dan Massa Kebocoran Pipa <i>Inlet Wet Gas</i> ..	77
Tabel 4. 13 Laju dan Massa Kebocoran Pipa <i>Outlet Dry Gas</i>	77
Tabel 4. 14 Laju dan Massa Kebocoran Pipa <i>Inlet Lean Glycol</i>	77
Tabel 4. 15 Laju dan Massa Kebocoran Pipa <i>Outlet Rich</i> <i>Glycol</i>	77
Tabel 4. 16 <i>Damage Factor</i> Sistem TEG <i>Contactor</i>	78
Tabel 4. 17 Nilai PoF Sistem TEG <i>Contactor</i>	80
Tabel 4. 18 Faktor Efisiensi Sistem TEG <i>Contactor</i>	81
Tabel 4. 19 Area Konsekuensi <i>Continuous</i> pada Kerusakan Komponen <i>Top Shell</i> TEG <i>Contactor</i>	83
Tabel 4. 20 Area Konsekuensi <i>Continuous</i> pada Kerusakan Komponen <i>Bottom Shell</i> TEG <i>Contactor</i>	83
Tabel 4. 21 Area Konsekuensi <i>Continuous</i> Kerusakan Komponen Pipa <i>Inlet Wet Gas</i>	84
Tabel 4. 22 Area Konsekuensi <i>Continuous</i> pada Kerusakan Komponen Pipa <i>Outlet Dry Gas</i>	84

Tabel 4. 23 Area Konsekuensi <i>Continuous</i> pada Kerusakan Komponen Pipa <i>Inlet Lean Glycol</i>	84
Tabel 4. 24 Area Konsekuensi <i>Continuous</i> pada Kerusakan Komponen Pipa <i>Outlet Rich Glycol</i>	84
Tabel 4. 25 Area Konsekuensi <i>Instantaneous</i> Kerusakan Komponen <i>Top Shell TEG Contactor</i>	85
Tabel 4. 26 Area Konsekuensi <i>Instantaneous</i> Kerusakan Komponen <i>Bottom Shell TEG Contactor</i>	85
Tabel 4. 27 Area Konsekuensi <i>Instantaneous</i> Kerusakan Komponen Pipa <i>Inlet Wet Gas</i>	85
Tabel 4. 28 Area Konsekuensi <i>Instantaneous</i> Kerusakan Komponen Pipa <i>Outlet Dry Gas</i>	85
Tabel 4. 29 Area Konsekuensi <i>Instantaneous</i> Kerusakan Komponen Pipa <i>Inlet Lean Glycol</i>	86
Tabel 4. 30 Area Konsekuensi <i>Instantaneous</i> Kerusakan Komponen Pipa <i>Outlet Rich Glycol</i>	86
Tabel 4. 31 Area Konsekuensi <i>Continuous</i> Cidera Personil <i>Top Shell TEG Contactor</i>	87
Tabel 4. 32 Area Konsekuensi <i>Continuous</i> Cidera Personil <i>Bottom Shell TEG Contactor</i>	87
Tabel 4. 33 Area Konsekuensi <i>Continuous</i> Cidera Personil Pipa <i>Inlet Wet Gas</i>	87
Tabel 4. 34 Area Konsekuensi <i>Continuous</i> Cidera Personil Pipa <i>Outlet Dry Gas</i>	87
Tabel 4. 35 Area Konsekuensi <i>Continuous</i> Cidera Personil Pipa <i>Inlet Lean Glycol</i>	88
Tabel 4. 36 Area Konsekuensi <i>Continuous</i> Cidera Personil Pipa <i>Outlet Rich Glycol</i>	88
Tabel 4. 37 Area Konsekuensi <i>Instantaneous</i> Cidera Personil <i>Top Shell TEG Contactor</i>	88
Tabel 4. 38 Area Konsekuensi <i>Instantaneous</i> Cidera Personil <i>Bottom Shell TEG Contactor</i>	88
Tabel 4. 39 Area Konsekuensi <i>Instantaneous</i> Cidera Personil Pipa <i>Inlet Wet Gas</i>	89

Tabel 4. 40 Area Konsekuensi <i>Instantaneous</i> Cidera Personil Pipa <i>Outlet Dry Gas</i>	89
Tabel 4. 41 Area Konsekuensi <i>Instantaneous</i> Cidera Personil Pipa <i>Inlet Lean Glycol</i>	89
Tabel 4. 42 Area Konsekuensi <i>Instantaneous</i> Cidera Personil Pipa <i>Outlet Rich Glycol</i>	89
Tabel 4. 43 Area Konsekuensi Sistem TEG <i>Contactactor</i>	92
Tabel 4. 44 Hasil Kategori Risiko RBI	92
Tabel 4. 45 Laju Korosi Sistem TEG <i>Contactactor</i>	94
Tabel 4. 46 <i>Guideword</i> dan Deviasi Sistem TEG <i>Contactactor</i>	95
Tabel 4. 47 <i>Risk Rating</i> Sistem TEG <i>Contactactor</i>	97
Tabel 4. 48 <i>Remaining Life</i> Komponen	99

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Dalam industri minyak dan gas, kegiatan eksplorasi serta pengolahan migas yang dilakukan melibatkan sistem *piping*, *rotating equipment*, dan *stationary equipment* sebagai komponen untuk mengalirkan fluida yang kemudian dikelola menjadi beragam produk hidrokarbon melalui beberapa tahapan proses produksi. Oleh karena itu, peralatan produksi di industri migas harus memiliki sifat kehandalan yang baik dalam mencegah terjadinya kegagalan, kerusakan, ataupun kebocoran. Fluida yang sering ditemui untuk diproduksi di pabrik migas adalah produk minyak bumi, gas, uap, udara, dan air; padatan terfluidisasi; dan pendingin.

Pressure vessel adalah salah satu komponen *stationary equipment* yang dirancang sebagai reaktor termal dan mampu menahan tekanan internal maupun eksternal. Contoh peralatan yang termasuk ke dalam *pressure vessel* di industri minyak dan gas adalah *column*, tower, drum, reaktor, *heat exchanger*, kondenser, *air-cooler*, dan akumulator (API, 2001). *Separator* merupakan jenis *pressure vessel* untuk memisahkan kondensat yang beroperasi pada temperatur dan tekanan tertentu. Salah satu jenis *separator* adalah TEG *Contact*or. TEG *Contact*or diaplikasikan sebagai sistem dehidrasi yang menghilangkan seperti kondensat hidrokarbon seperti H₂S. Pelarut yang digunakan adalah TEG (*Triethylene Glycol*).

Metode inspeksi yang digunakan oleh perusahaan migas untuk menganalisis tingkat risiko dan bahaya yang kemungkinan dapat terjadi pada unit sistem pabrik adalah dengan perhitungan *Risk-Based Inspection* (RBI) dan *Hazard and Operability Study* (HAZOPS). Tujuan RBI adalah untuk meminimalkan terjadinya kegagalan komponen, cedera personil dan membuat keputusan operasional secara ekonomis. Sedangkan tujuan HAZOPS adalah mengendalikan suatu unit sistem dalam limit desainnya untuk meminimalkan potensi bahaya. Maka dengan analisis RBI



berdasarkan standard API RP 581 dan HAZOPS berdasarkan standard BS IEC 16882, didapatkan nilai risiko dan bahaya sesuai dengan kondisi operasi dan sifat fluida pada TEG *Contactors* untuk menentukan umur pakai dan penjadwalan inspeksi pada komponen.

1.2 Rumusan Masalah

Dalam melakukan analisis *Risk-Based Inspection* (RBI) dan *Hazard and Operability Study* (HAZOPS), terdapat beberapa perumusan masalah, antara lain:

1. Bagaimana menganalisis data dengan metode *Risk-Based Inspection* (RBI) secara semi-kuantitatif berdasarkan API 581 untuk mendapatkan tingkat risiko TEG *Contactors*?
2. Bagaimana menganalisis data dengan metode *Hazard and Operability Study* (HAZOPS) berdasarkan BS IEC 61882 dan BS ISO 17776 untuk mendapatkan tingkat bahaya TEG *Contactors*?
3. Bagaimana rancangan penjadwalan dan metode inspeksi yang sesuai pada sistem TEG *Contactors*?

1.3 Tujuan Analisis

Adapun tujuan analisis *Risk-Based Inspection* (RBI) dan *Hazard and Operability Study* (HAZOPS), yaitu:

1. Menganalisis data dengan metode *Risk-Based Inspection* (RBI) secara semi-kuantitatif berdasarkan API 581 untuk mendapatkan tingkat risiko TEG *Contactors*
2. Menganalisis data dengan metode *Hazard and Operability Study* (HAZOPS) berdasarkan BS IEC 61882 dan BS ISO 17776 untuk mendapatkan tingkat bahaya TEG *Contactors*
3. Membuat rancangan penjadwalan dan metode inspeksi yang sesuai pada sistem TEG *Contactors*.

1.4 Batasan Masalah

Batasan masalah pada analisis *Risk-Based Inspection* (RBI) dan *Hazard and Operability Study* (HAZOPS), antara lain:



-
1. Tekanan dan temperatur pada komponen dianggap konstan
 2. Laju korosi pada permukaan komponen diasumsikan sama
 3. Analisis yang dilakukan tidak memperhitungkan biaya mitigasi

1.5 Manfaat Studi

Manfaat studi pada analisis *Risk-Based Inspection* (RBI) dan *Hazard and Operability Study* (HAZOPS), antara lain:

1. Memberikan analisis risiko dan bahaya pada TEG *Contactors* dengan *Risk-Based Inspection* (RBI) dan *Hazard and Operability Study* (HAZOPS) untuk menjaga kehandalan sistem produksi dan mencegah terjadinya kecelakaan kerja di Industri Minyak dan Gas
2. Mampu merancang penjadwalan inspeksi sesuai *Remaining Life Assessment* yang optimal dan efisien
3. Meningkatkan pemahaman mengenai konsep penilaian risiko dan bahaya serta metode penjadwalan inspeksi yang sesuai pada TEG *Contactors*



(Halaman ini sengaja dikosongkan)

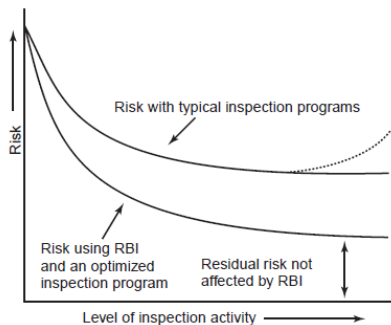
BAB II TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Inspeksi

Inspeksi adalah kegiatan pemeriksaan dokumen, fisik, serta pengujian dan instalasi peralatan untuk memastikan terpenuhinya ketentuan peraturan perundang-undangan, standar, dan kaidah keteknikan yang memadai. Berdasarkan Peraturan Menteri ESDM RI No.38 tahun 2017 Pasal 5, penjaminan terhadap pembuatan desain, pembangunan, pengoperasian, pemeliharaan, pengujian, pemeriksaan, dan pelaksanaan instalasi peralatan, setiap instalasi dan peralatan yang digunakan dalam kegiatan usaha migas wajib dilakukan inspeksi dan pemeriksaan keselamatan. Maka, untuk mendukung penjaminan pemeliharaan peralatan dan keselamatan kerja, perusahaan migas perlu memiliki program inspeksi dengan interval periode tertentu.

Keefektifan program inspeksi bervariasi, mulai dari program yang fokus pada area komponen yang krusial hingga program yang mencakup keseluruhan sistem produksi. Berdasarkan Peraturan Menteri ESDM RI No.38 tahun 2017 Pasal 12, Terdapat dua jenis inspeksi komponen dalam kondisi operasi seperti yang ditunjukkan pada Gambar 2.1, yaitu:

- a. Inspeksi berbasis jangka waktu tertentu (*Time-based Inspection*)
- b. Inspeksi berbasis risiko (*Risk-based Inspection*)



Gambar 2. 1 Program Inspeksi terhadap Risiko (API, 2008)



Dengan kemajuan teknologi dalam hal pendekatan inspeksi, interval inspeksi bergantung pada kondisi umur pakai suatu peralatan. Salah satu cara melakukan inspeksi adalah dengan melakukan penilaian risiko (*risk assessment*) dari setiap peralatan sehingga dapat dibedakan peralatan dengan risiko tinggi, menengah, maupun rendah pada kondisi operasi tertentu (API, 2008).

2.2 Risiko dan Manajemen Risiko

Risiko adalah suatu dampak atau penyimpangan dari suatu kejadian yang diharapkan. Risiko merupakan kombinasi dari probabilitas dan konsekuensi dari beberapa kondisi selama periode tertentu. Secara matematis, risiko dapat dihitung dengan Persamaan 2.1

$$Risk = PoF \times CoF \dots\dots\dots(2.1)$$

keterangan :

Risk, Risk Matrix Value = Nilai tingkat risiko suatu komponen

PoF, Probability of Failure = Nilai kemungkinan kegagalan komponen (*events/year*)

CoF, Consequence of Failure = Nilai konsekuensi komponen (ft^2)

Dalam beberapa kondisi setelah risiko teridentifikasi, terdapat beberapa metode untuk meminimalkan risiko tersebut. Akan tetapi, hampir semua kerugian perusahaan yang paling utama berasal dari kegagalan saat mengidentifikasi risiko. Maka perlu dilakukan manajemen risiko yang berfungsi sebagai metode penilaian risiko untuk menentukan tingkat urgensi terjadinya kegagalan pada unit sistem (API, 2008). Manajemen risiko adalah proses identifikasi tingkat risiko selama kegiatan produksi dan dilakukan pengukuran pada berbagai jenis kemungkinan dan konsekuensi. Dalam manajemen risiko, perlu merancang strategi untuk mencegah atau meminimalkan risiko. Manajemen risiko dapat dinilai secara kualitatif maupun kuantitatif (Blyth, 2008).



2.3 Risk Based Inspection (RBI)

Risk Based Inspection merupakan konsep dan prinsip pemeriksaan risiko dengan mengkategorikan tingkat risiko suatu peralatan. Tujuan utama dari penilaian dan pendekatan manajemen RBI adalah untuk mengetahui tingkat risiko pada suatu komponen berdasarkan perspektif keselamatan, kegagalan komponen, lingkungan, maupun ekonomi. Tahapan-tahapan yang dilakukan dalam analisis RBI, diantaranya:

1. Merancang penilaian RBI
2. Mengumpulkan data dan informasi komponen terkait
3. Mengidentifikasi mekanisme kegagalan dan kerusakan komponen
4. Melakukan penilaian *Probability of Failure* (PoF)
5. Melakukan penilaian *Consequence of Failure* (CoF)
6. Menentukan risiko dengan penilaian dan manajemen (menggunakan matriks risiko)
7. Melakukan manajemen risiko dengan Penjadwalan Inspeksi
8. Melakukan mitigasi
9. Mengadakan penilaian kembali dan *updating*
10. Tenaga kerja berperan dan bertanggung jawab terhadap penilaian dan kerusakan komponen, dan mengikuti pelatihan serta kualifikasi RBI dan komponen terkait.
11. Mendokumentasikan dan merekam data komponen dan analisis RBI terkait.

Rancangan RBI berfungsi untuk mengidentifikasi peralatan yang tidak memerlukan inspeksi atau mitigasi karena tingkat risiko yang tergolong rendah sehingga proses operasi dapat terus berlangsung untuk menghemat biaya dalam perencanaan dan anggaran tahunan perusahaan.

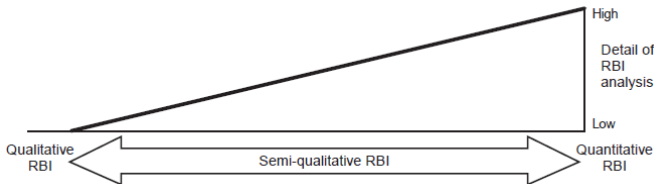
RBI dapat diaplikasikan pada komponen-komponen:

- | | |
|-------------------------------|-----------------------------------|
| a) Bejana Bertekanan | e) <i>Boilers & heaters</i> |
| b) Sistem <i>piping</i> | f) <i>Heat exchangers</i> |
| c) Tangki penimbun | g) <i>Pressure relief devices</i> |
| d) <i>Rotating equipments</i> | |



Perhitungan risiko dengan metode API RP 581 melibatkan penentuan *Probability of Failure* (PoF) dan *Consequence of Failure* (CoF). *Failure* (kegagalan) didefinisikan sebagai hilangnya ketahanan material dari batas tekanan yang menyebabkan kebocoran komponen akibat fluida di dalamnya tersebar ke atmosfer (API, 2008).

Gambar 2.2 menunjukkan kurva ketelitian metode RBI terhadap jenis analisis RBI. Jenis analisis RBI dapat dilakukan secara kualitatif, semi-kuantitatif, dan kuantitatif sesuai dengan tujuan *output* analisis, ketersediaan waktu penilaian, kompleksitas sistem, dan ketersediaan data dari peralatan terkait (API, 2008)



Gambar 2. 2 Metode Analisis RBI (API, 2008)

2.3.1 Analisis Kualitatif

Analisis kualitatif merupakan metode penilaian risiko yang bersifat deskriptif dengan data yang lebih mudah didapatkan dan hasil penilaian mudah disajikan dan dipahami. Tingkat risiko yang diperoleh dari analisis kualitatif adalah *low*, *medium*, dan *high*. Manfaat penggunaan analisis kualitatif adalah penilaian dapat diselesaikan dengan jangka waktu yang relatif cepat dan biaya awal relatif lebih murah dibandingkan analisis semi-kuantitatif dan analisis kuantitatif. Dalam penentuan risiko dengan pendekatan secara kualitatif, terdapat parameter *Probability of Failure* (PoF), *Consequence of Failure* (CoF), dan *Health Consequence*. Akan tetapi, tingkat keakuratan dari metode ini memiliki tingkat keakuratan yang rendah dan kurang spesifik karena hasil penilaian bersifat subjektif berdasarkan asumsi dari hasil *survey* tim RBI melalui tahapan-tahapan penilaian pada Appendix A API RP 581.



2.3.2 Analisis Semi-Kuantitatif

Analisis semi-kuantitatif merupakan metode penilaian risiko yang mempertimbangkan parameter *Probability of Failure* (PoF) dan *Consequence of Failure* (CoF) dengan menggunakan kalkulasi empat nilai asumsi kebocoran berdasarkan Appendix B API RP 581, yaitu ¼ inci, 1 inci, 4 inci, dan *rupture*. Perbedaan pendekatan RBI semi-kuantitatif dengan pendekatan kualitatif terdapat pada parameter penilaian CoF, yaitu konsekuensi kerusakan komponen dan konsekuensi cedera personil. Area konsekuensi ditentukan berdasarkan perbandingan nilai keduanya. Salah satu nilai area konsekuensi yang terbesar kemudian menjadi nilai konsekuensi kegagalan untuk *scoring* CoF. Analisis semi-kuantitatif cenderung lebih sederhana dan membutuhkan waktu yang relatif cepat dibandingkan analisis kuantitatif.

2.3.3 Analisis Kuantitatif

Analisis kuantitatif merupakan penilaian risiko yang menggunakan data yang lebih rinci dibandingkan analisis secara kualitatif dan semi-kuantitatif. Metode ini menggunakan kombinasi kejadian yang mempertimbangkan faktor *toxic* dan *flammable* ke lingkungan. Perbedaan analisis kuantitatif dengan analisis semi-kuantitatif terdapat pada dampak lingkungan yang tertera pada Appendix C API RP 581. Dampak lingkungan menjadi parameter perhitungan *damage factor* (D_f) PoF, seperti pengaruh aktivitas seismik dan temperatur ekstrim terhadap komponen serta perhitungan area konsekuensi CoF terhadap asumsi kebocoran komponen (API, 2008). Dalam satu tahun, perlu dilakukan penentuan lingkungan sekitar atau kondisi cuaca saat memasuki bulan-bulan tertentu. Perbedaan cuaca secara spesifik menyebabkan analisis kuantitatif membutuhkan waktu yang lebih lama dibandingkan dengan analisis semi-kuantitatif.

2.4 *Probability of Failure* (PoF)

Probability of Failure (PoF) merupakan nilai peluang terjadinya kegagalan pada suatu peralatan dalam sistem produksi.



Persamaan 2.2 merupakan perhitungan probabilitas kegagalan yang digunakan dalam API RP 581.

$$Pf(t) = gff \cdot Df(t) \cdot F_{MS} \dots\dots\dots (2.2)$$

Keterangan :

$Pf(t)$, *Value of PoF* = Nilai *scoring* PoF (*events/yr*)

gff , *Generic Failure Frequency* = Konstanta kegagalan komponen secara umum

$Df(t)$, *Damage Factor* = Nilai kegagalan komponen secara spesifik

F_{MS} , *Management System Factor* = Nilai efisiensi keselamatan

2.4.1 Generic Failure Frequency (gff)

Generic Failure Frequency (gff) merupakan jumlah kegagalan secara umum akibat kondisi operasi yang tidak sesuai. Menurut API RP 581, terdapat asumsi frekuensi kebocoran pada berbagai jenis peralatan proses produksi seperti yang ditunjukkan pada Tabel 2.1 dan Tabel 2.2. Pengelompokan frekuensi kebocoran dilakukan untuk mempermudah analisis dan terbagi menjadi empat frekuensi kebocoran. Frekuensi kebocoran yang diklasifikasikan berdasarkan API RP 581 adalah ukuran *small*, *medium*, *large*, dan *rupture* (pecah). Frekuensi kegagalan yang diasumsikan mengikuti distribusi log-normal, dengan tingkat kesalahan (*error*) antara 3-10%. (API, 2008)

Tabel 2. 1 Frekuensi Kebocoran (API, 2008)

Jenis Frekuensi Kebocoran	Diameter Kebocoran (in)	Diameter Representatif Kebocoran (in)
<i>Small</i>	0 – ¼	¼
<i>Medium</i>	¼ - 2	1
<i>Large</i>	2 – 6	4
<i>Rupture</i>	>6	16



Tabel 2. 2 Jenis Frekuensi Kebocoran Komponen (API, 2008)

Jenis Peralatan	Tipe Komponen	Jenis frekuensi kebocoran (failures/yr)				gff _{total} (failures/yr) (10 ⁻⁵)
		Small (10 ⁻⁶)	Medium (10 ⁻⁵)	Large (10 ⁻⁶)	Rupture (10 ⁻⁷)	
Kompresor	COMPC	8	2	2	0	3
	COMPR	8	2	2	6	3,6
Heat Exchanger	HEXSS	8	2	2	6	3,6
	HEXTS	8	2	2	6	3,6
	HEXTUBE	8	2	2	6	3,6
Pipa	PIPE-1	28	0	0	2,6	3,6
	PIPE-2	28	0	0	2,6	3,6
	PIPE-4	8	2	0	2,6	3,6
	PIPE-6	8	2	0	2,6	3,6
	PIPE-8	8	2	2	6	3,6
	PIPE-10	8	2	2	6	3,6
	PIPE-12	8	2	2	6	3,6
	PIPE-16	8	2	2	6	3,6
	PIPEGT-16	8	2	2	6	3,6
Pompa	PUMP2S	8	2	2	6	3,6
	PUMPR	8	2	2	6	3,6
	PUMP1S	8	2	2	6	3,6
Tangki 650	TANKBOTTOM	720	0	0	2	72
	COURSE-1	70	2	5	1	100
	COURSE-2	70	2	5	1	100
	COURSE-3	70	2	5	1	100
	COURSE-4	70	2	5	1	100
	COURSE-5	70	2	5	1	100
	COURSE-6	70	2	5	1	100
	COURSE-7	70	2	5	1	100
	COURSE-8	70	2	5	1	100
	COURSE-9	70	2	5	1	100
	COURSE-10	70	2	5	1	100
Vessel / Fin Fan	KODRUM	8	2	2	6	3,6
	COLBTM	8	2	2	6	3,6
	FINFAN	8	2	2	6	3,6



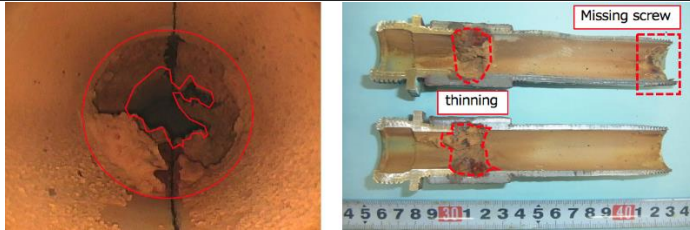
	FILTER	8	2	2	6	3,6
	DRUM	8	2	2	6	3,6
	REACTOR	8	2	2	6	3,6
	COLTOP	8	2	2	6	3,6
	COLMID	8	2	2	6	3,6

2.4.2 *Damage Factor (D_f)*

Damage factor adalah sejumlah faktor kerusakan yang terjadi pada peralatan, seperti korosi lokal atau seluruh bagian, retak, *creep*, dan lain-lain yang relevan dengan kondisi fisik komponen dan teknik inspeksi yang digunakan. Tujuan perhitungan *damage factor* adalah untuk mengevaluasi jumlah kerusakan yang mungkin terjadi berdasarkan jenis kegagalan komponen secara spesifik dibandingkan gff. Faktor kerusakan mempertimbangkan data *inspection report* dan data operasional sebagai evaluasi dari kegagalan yang pernah terjadi pada peralatan terkait. Masing-masing *damage factor* memiliki kriteria penilaian yang berbeda, sehingga tidak semua jenis *damage mechanism* yang dikelompokkan berdasarkan standard API RP 581 dapat terjadi pada satu jenis peralatan. Jenis-jenis *damage mechanism* yang dapat terjadi, diantaranya:

a. *Thinning* (D_f^{thin}):

Thinning merupakan kegagalan komponen yang menyebabkan *weight loss* dan penipisan ketebalan pada material. Penentuan *thinning* memerlukan perhitungan *corrosion rate* berdasarkan ketebalan material. Jika inspeksi dilakukan secara periodik, maka semakin kecil kemungkinan tingkat penipisan yang terjadi dan mencegah terjadinya deformasi plastis. Hasil inspeksi pada komponen terbagi menjadi jenis *thinning general* (korosi merata) dan *thinning local* (korosi erosi). Pada Gambar 2.3, mekanisme penipisan sangat berhubungan dengan laju korosi logam sehingga perlu dilakukan perbandingan ketebalan inspeksi terakhir dan inspeksi sebelumnya untuk menghitung penipisan ketebalan.



Gambar 2. 3 Penipisan pada *Extubation Water Pipe* (Water Pipe Inspection, 2012)

b. *Lining Damage* (Df^{liner})

Lining Damage merupakan kerusakan *lining* atau *coating* pada suatu komponen. Untuk menganalisa kerusakan *lining* diperlukan penentuan jenis material, umur pakai, dan kondisi operasi pada komponen yang dilapisi *coating* dan *lining* untuk mempertahankan ketahanan komponen tersebut. Contoh kerusakan *lining* ditunjukkan pada Gambar 2.4.



Gambar 2. 4 Kerusakan *Lining* pada *Heat Exchanger* (Rubber Liner Failure, 2014)

c. Retak *Caustic* ($Df^{caustic}$)

Retak kaustik adalah retak logam yang berasal dari tegangan tarik dan korosi yang disebabkan oleh natrium hidroksida (NaOH) pada temperatur tinggi. Peningkatan konsentrasi kaustik atau temperatur operasi dapat mempercepat laju retak pada komponen. Retak kaustik dapat terjadi pada temperatur $>46^{\circ}\text{C}$ (115°F) dengan material komponen berupa baja karbon atau baja paduan rendah.



d. *Sulfide Stress Cracking* (Df^{SSC})

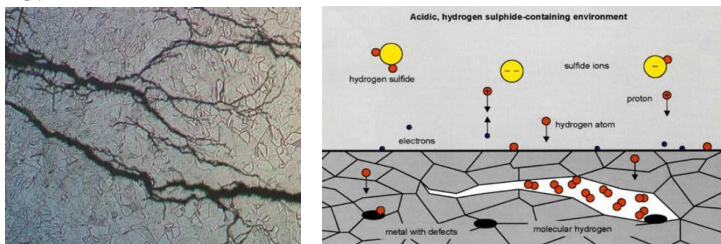
Sulfide stress cracking adalah retak dari tegangan tarik akibat adanya air dan hidrogen sulfida. SSC merupakan bentuk *Hydrogen stress cracking* yang berasal dari absorpsi atom hidrogen dari proses korosi sulfida pada permukaan logam. SSC mudah terjadi pada deposit *hard weld* baja kekuatan tinggi dan daerah HAZ (*Heat-Affected Zone*) pada baja kekuatan rendah. SSC sangat berhubungan dengan dua parameter material, yaitu *hardness* dan *stress level*. Dalam perhitungan *damage factor* SSC, diperlukan parameter seperti pada persamaan 2.3.

$$Df^{SSC} = Df^{H_2S}(\text{age})^{1.1} \dots\dots\dots(2.3)$$

Keterangan: Df^{SSC} = *Damage factor sulfide stress cracking*
(faktor retak tegangan sulfida)
 Df^{H_2S} = *Base damage factor H₂S* (faktor H₂S)
age = Umur komponen

e. *Hydrogen-Induced Cracking* ($Df^{HIC-SOHIC-H_2S}$)

Hydrogen-induced cracking (HIC) adalah retak internal akibat tegangan tinggi pada permukaan logam yang berdekatan dengan area *blister*. Hidrogen dalam baja adalah hasil kontak logam dengan H₂S likuid. *Stress-Oriented Hydrogen-induced cracking* (SOHIC) merupakan kumpulan *blistering* di permukaan baja akibat tekanan internal dan tegangan sisa pengelasan. Gambar 2.5 menunjukkan peristiwa terbentuknya HIC.



Gambar 2.5 *Hydrogen-Induced Cracking*
(Fluid system components, 2010)



f. *External Damage* (Df^{extcor})

Kilang (*plant*) yang berlokasi di daerah dengan kondisi curah hujan tahunan yang tinggi ataupun lokasi di daerah laut cenderung lebih rentan untuk mengalami korosi eksternal dibandingkan kilang yang berlokasi di daerah dingin dan kering. Selain itu, unit yang berada di dekat menara pendingin dan ventilasi uap sangat rentan mengalami korosi eksternal. Jenis korosi eksternal dapat berupa korosi sumuran (*pitting corrosion*) ataupun korosi seragam (*uniform corrosion*) diilustrasikan pada Gambar 2.6.



Gambar 2. 6 Korosi Eksternal Pipa Gas 8in (Valor, 2016)

g. *High Temperature Hydrogen Attack* (Df^{hta})

HTHA menyebabkan disosiasi hidrogen H_2 menjadi atom H. Atom H berdifusi pada temperatur operasi di atas $205^\circ C$ dan tekanan di atas 80 psia. Ketika terjadi difusi, atom H pada baja berinteraksi dengan karbida pada baja. HTHA umumnya terjadi pada material baja karbon rendah (C-Mo dan Cr-Mo).

h. *Brittle Fracture* ($Df^{britfract}$)

Brittle Fracture atau patah getas merupakan kegagalan suatu komponen sebelum melewati titik luluhnya tanpa deformasi plastis terlebih dahulu. Patah getas biasanya terjadi pada komponen yang terlalu sering dilakukan *hydrotest* (Inspection Engineering Journal, 2007). Gambar 2.7 menunjukkan peristiwa terjadinya patah getas pada komponen *pressure vessel*.



Gambar 2. 7 Patah Gelas pada *Pressure Vessel* (Inspection Engineering Journal, 2007)

i. *Mechanical Fatigue* ($D f^{mfat}$)

Mechanical Fatigue adalah kegagalan material yang terjadi akibat tegangan siklik, seperti pada sistem *piping* Gambar 2.8. Berdasarkan pemeriksaan historis *plant engineers* dan *inspectors* dari berbagai disiplin ilmu, indikator probabilitas tertinggi dari kegagalan mekanik dapat berupa:

- Kegagalan sebelumnya yang diakibatkan *fatigue*
- Getaran dari perpipaan termasuk sambungan cabang yang lebih besar dari jenis *plant* sistem perpipaan tersebut
- Sambungan ke mesin *reciprocating* mengalami kavitasi yang ekstrim



Gambar 2. 8 *Mechanical Fatigue Pipa* (ASME, 2011)

Kategori efektivitas inspeksi adalah pedoman pelaksanaan inspeksi agar lebih akurat dalam penentuan umur pakai dan kelayakan komponen. Keefektifan inspeksi bergantung pada faktor-faktor seperti keterampilan dan pelatihan *inspector* dan *inspection engineering*, serta keahlian dalam penentuan lokasi inspeksi. Terdapat 5 kategori dalam menilai efektivitas inspeksi



pada *damage mechanism*, seperti pada Tabel 2.3 yang diklasifikasikan berdasarkan mekanisme *thinning*.

Tabel 2. 3 Efektivitas Inspeksi Faktor *Thinning* (API, 2008)

Kategori Efektivitas Inspeksi	Contoh <i>Intrusive Inspection</i>	Contoh <i>Non-intrusive Inspection</i>	Deskripsi
<i>Highly Effective</i> (A)	Inspeksi permukaan 50-100% dengan pengukuran ketebalan	Melakukan 50-100% <i>UT Scanning</i> dan radiografi	Menginspeksi kerusakan pada keseluruhan kasus (ketepatan 80-100%).
<i>Usually Effective</i> (B)	Inspeksi 20% dan melakukan <i>UT Thickness</i>	Melakukan 20% <i>UT Scanning</i> , radiografi, atau pengukuran ketebalan material	Metode inspeksi dengan identifikasi sebagian kerusakan (ketepatan 60-80%)
<i>Fairly Effective</i> (C)	Pemeriksaan visual dengan pengukuran ketebalan	Inspeksi 2-3%, <i>UT Thickness</i> , sedikit melakukan pemeriksaan visual internal	Metode inspeksi dengan identifikasi setengah kerusakan (ketepatan 40-60%)
<i>Poorly Effective</i> (D)	Pemeriksaan secara visual	Melakukan beberapa pengukuran ketebalan dan dokumentasi sistem inspeksi	Metode inspeksi akan memberikan sedikit informasi untuk mengidentifikasi kerusakan dengan benar (ketepatan 20-40%).
<i>Ineffective</i> (E)	Tidak dilakukan inspeksi	Pengukuran ketebalan pada eksternal material dengan dokumentasi inspeksi yang kurang memadai	Metode inspeksi hampir atau tidak memberikan informasi yang benar atau tidak efektif (ketepatan < 20%).

Dalam menentukan nilai *damage factor*, diperlukan penyesuaian *damage factor parameter* (A_{π}) terhadap jumlah inspeksi. Parameter yang dibutuhkan untuk mendapatkan A_{π} adalah pertama penentuan waktu *in-service* (*age*) dan ketebalan material saat inspeksi terakhir (t_{rd}). Kedua, menentukan *corrosion*



rate (laju korosi) dari *base metal*, $C_{r,bm}$, berdasarkan material dan lingkungan prosesnya seperti pada Persamaan 2.4. Ketiga, menentukan ketebalan dinding minimum (t_{min}) dengan API 579. Keempat, menentukan parameter A_{rt} menggunakan Persamaan 2.5.

$$CR = \frac{t_{nom} - t_{rd}}{age} \dots \dots \dots (2.4)$$

Keterangan:

CR, *corrosion rate* = Laju korosi komponen (in/year)

t_{nom} , *thickness nominal* = Tebal komponen saat instalasi awal (in)

t_{rd} , *thickness reading* = Tebal komponen saat inspeksi akhir (in)

age, *years of component* = Umur komponen saat ini (*years*)

$$A_{rt} = \left[\max \left(1 - \frac{t_{rd} - C_r \cdot age}{t_{min} + CA} \right), 0 \right] \dots \dots \dots (2.5)$$

Keterangan:

A_{rt} , *damage factor parameter* = Parameter faktor kerusakan

t_{rd} , *thickness reading* = ketebalan material saat inspeksi terakhir (in)

t_{min} , *thickness minimum* = Ketebalan minimum berdasarkan Appendix A API 579 bergantung pada jenis *head* komponen (in)

CA, *corrosion allowance* = Tebal komponen yang terkorosi (in)

Setelah mendapatkan nilai A_{rt} , dilakukan penyesuaian data efektivitas inspeksi suatu komponen berdasarkan API RP 581 untuk mendapatkan nilai *thinning damage factor* (D_f^{thin}) dengan menggunakan Tabel 2.4 dan Persamaan 2.5.

Tabel 2. 4 Efektivitas Inspeksi (API, 2008)

Art	Inspection Effectiveness												
	E	1 Inspection				2 Inspection				3 Inspection			
		D	C	B	A	D	C	B	A	D	C	B	A
0.02	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.04	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.06	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.08	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.10	2	2	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1



0.12	6	5	3	2	1	4	2	1	1	3	1	1	1
0.14	20	17	10	6	1	13	6	1	1	10	3	1	1
0.16	90	70	50	20	3	50	20	4	1	40	10	1	1
0.18	250	200	130	70	7	170	70	10	1	130	35	3	1
0.20	400	300	210	110	15	290	120	20	1	260	60	5	1
0.25	520	450	290	150	20	350	170	30	2	240	80	6	1
0.30	650	550	400	200	30	400	200	40	4	320	110	9	2
0.35	750	650	550	300	80	600	300	80	10	540	150	20	5
0.40	900	800	700	400	130	700	400	120	30	600	200	50	10
0.45	1050	900	810	500	200	800	500	160	40	700	270	60	20
0.50	1200	1100	970	600	270	1000	600	200	60	900	360	80	40
0.55	1350	1200	1130	700	350	1100	750	300	100	1000	500	130	90
0.60	1500	1400	1250	850	500	1300	900	400	230	1200	620	250	210
0.65	1900	1700	1400	1000	700	1600	1105	670	530	1300	880	550	500
Art	Inspection Effectiveness												
	E	4 Inspection				5 Inspection				6 Inspection			
		D	C	B	A	D	C	B	A	D	C	B	A
0.02	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.04	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.06	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.08	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.10	2	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.12	6	2	1	1	1	2	1	1	1	1	1	1	1
0.14	20	7	2	1	1	5	1	1	1	4	1	1	1
0.16	90	30	5	1	1	20	2	1	1	14	1	1	1
0.18	250	100	15	1	1	70	7	1	1	50	3	1	1
0.20	400	180	20	2	1	120	10	1	1	100	6	1	1
0.25	520	200	30	2	1	150	15	2	1	120	7	1	1
0.30	650	240	50	4	2	180	25	3	2	150	10	2	2
0.35	750	440	90	10	4	350	70	6	4	280	40	5	4
0.40	900	500	140	20	8	400	110	10	8	350	90	9	8
0.45	1050	600	200	30	15	500	160	20	15	400	130	20	15
0.50	1200	800	270	50	40	700	210	40	40	600	180	40	40
0.55	1350	900	350	100	90	800	260	90	100	700	240	90	90
0.60	1500	1000	450	220	210	900	360	210	210	800	300	210	210
0.65	1900	1200	700	530	500	1100	640	500	500	1000	600	500	500



Dari Tabel 2.4, nilai D_f^{thin} dipertimbangkan dengan parameter seperti pada persamaan 2.6.

$$D_f^{\text{thin}} = \frac{D_f^{\text{thin}} \cdot F_{IP} \cdot F_{DL} \cdot F_{WD} \cdot F_{AM} \cdot F_{SM}}{F_{OM}} \dots \dots \dots (2.6)$$

Keterangan: D_f^{thin} = *Damage factor thinning* (faktor penipisan)
 F_{IP} = *Damage factor adjustment for injection point*
 (penyesuaian factor kerusakan pada titik injeksi)
 F_{DL} = *Damage factor adjustment for dead legs*
 (penyesuaian factor kerusakan pada titik injeksi)
 F_{WD} = *Damage factor adjustment for welded construction* (penyesuaian factor kerusakan pada titik injeksi)
 F_{AM} = *Damage factor adjustment for tank*
 (penyesuaian factor kerusakan pada titik injeksi)

Setelah itu dilakukan perhitungan *Total Damage Factor* (D_f) untuk melakukan perhitungan jumlah *damage mechanism* yang kemungkinan terjadi pada suatu alat seperti pada Persamaan 2.7.

$$D_{f\text{total}} = \max(D_f^{\text{thin}}, D_f^{\text{extd}}) + D_f^{\text{ssc}} + D_f^{\text{htha}} + D_f^{\text{brit}} + D_f^{\text{mfat}} \dots \dots \dots (2.7)$$

Keterangan: D_f^{thin} = *Damage factor thinning* (faktor penipisan)
 D_f^{extd} = *Damage factor external corrosion*
 (faktor korosi eksternal)
 D_f^{ssc} = *Damage factor sulfide stress cracking*
 (faktor retak tegangan sulfida)
 D_f^{htha} = *Damage factor high temperature hydrogen attack* (faktor hydrogen temperatur tinggi)
 D_f^{brit} = *Damage factor brittle fracture* (faktor getas)
 D_f^{mfat} = *Damage factor mechanical fatigue* (faktor kelelahan mekanik)



2.4.3 Management System Factor

Management System Factor (F_{MS}) merupakan salah satu evaluasi manajemen fasilitas dan keselamatan suatu komponen yang berupa hasil wawancara dengan pihak *manager, operator, inspector, maintenance, engineering*, dan *SHE (Safety and Healthy Environment)*. Evaluasi F_{MS} yang efektif dapat mencegah tercemarnya fluida berbahaya serta menjaga kehandalan suatu komponen dan hasil produksi. Dalam evaluasi sistem manajemen, diperlukan konversi skor manajemen berupa persentase menggunakan Persamaan 2.8 lalu penentuan faktor sistem manajemen (F_{MS}) dengan Persamaan 2.9.

$$P_{score} = \frac{Score}{1000} \cdot 100 \dots\dots\dots(2.8)$$

$$F_{MS} = 10^{(-0.02 \cdot p_{score} + 1)} \dots\dots\dots(2.9)$$

Penilaian F_{MS} didasarkan pada persyaratan pertanyaan survey topik terkait yang disesuaikan dengan API 581. Daftar topik evaluasi sistem manajemen dan bobot yang diberikan tertera pada Tabel 2.5.

Tabel 2. 5 Evaluasi Sistem Manajemen (API, 2008)

No.	Topik Survei	Jumlah Pertanyaan	Poin
1.	<i>Leadership & Administration</i>	6	70
2.	<i>Process Safety Information</i>	10	80
3.	<i>Process Hazard Analysis</i>	9	100
4.	<i>Management of Change</i>	6	80
5.	<i>Operating Procedures</i>	7	80
6.	<i>Safe Work Practices</i>	7	85
7.	<i>Training</i>	8	100
8.	<i>Mechanical Integrity</i>	20	120
9.	<i>Pre-Startup Safety Review</i>	5	60
10.	<i>Emergency Response</i>	6	65
11.	<i>Incident Investigation</i>	9	75
12.	<i>Contractors</i>	5	45
13.	<i>Audits</i>	4	40
Total		100	1000



2.5 *Consequence of Failure (CoF)*

2.5.1 *Fluida Representatif*

Consequence of Failure (CoF) merupakan nilai konsekuensi komponen pada kondisi operasi tertentu dengan mempertimbangkan sifat fluida serta sistem isolasi, deteksi, reduksi, dan mitigasi. Terdapat dua jenis identifikasi CoF, yaitu analisis konsekuensi *level 1* dan *level 2*. Perbedaan kedua analisis konsekuensi ini terdapat pada jenis fluida yang mengalir pada komponen. Analisis konsekuensi *level 1* merupakan evaluasi konsekuensi yang relatif sederhana dalam penentuan konsekuensi bahaya terhadap beberapa jenis fluida sesuai dengan Tabel 2.6 beserta sifat fluida pada Tabel 2.7 dan Tabel 2.8. Sedangkan analisis konsekuensi *level 2* merupakan analisis konsekuensi untuk fluida likuid yang sifatnya lebih berbahaya (*hazardous*), seperti *pool fire*, *jet fire*, *fireball*, *flash fire*, *concrete*, *soil*, dan lain-lain. Terdapat dua tipe fluida pada analisis konsekuensi *level 1*, yaitu Tipe 0 yang menghitung konsekuensi area dengan parameter faktor *adjustment* dan *blending*, sedangkan Tipe 1 tidak memerlukan parameter faktor *blending* (API, 2008).

Tabel 2. 6 Fluida Konsekuensi *Level 1* (API, 2008)

Fluida Representatif	Tipe Fluida	Contoh bentuk fluida
C ₁ – C ₂	Tipe 0	Metana, etana, etilen, LNG, <i>fuel gas</i>
C ₃ – C ₄	Tipe 0	Propana, butana, isobutana, LPG
C ₅	Tipe 0	Pentana
C ₆ – C ₈	Tipe 0	Bensin, <i>naptha</i> , <i>light straight run</i> , heptana
C ₉ – C ₁₂	Tipe 0	Diesel, kerosin
C ₁₃ – C ₁₆	Tipe 0	<i>Jet fuel</i> , kerosin, <i>atmospheric gas oil</i>
C ₁₇ – C ₂₅	Tipe 0	<i>Gas oil</i> , <i>typical crude</i>
C ₂₅₊	Tipe 0	<i>Residuum</i> , <i>heavy crude</i> , <i>lube oil</i> , <i>seal oil</i>
H ₂	Tipe 0	Hidrogen
H ₂ S	Tipe 0	Hidrogen sulfida
HF	Tipe 0	Hidrogen fluorida
Air	Tipe 0	Air
Uap (<i>steam</i>)	Tipe 0	Uap
Asam lemah	Tipe 0	Asam, <i>caustic</i>



Aromatik	Tipe 1	Benzene, <i>toluene</i> , <i>xylene</i> , <i>cumene</i>
AlCl ₃	Tipe 0	Aluminium klorida
<i>Pyrophoric</i>	Tipe 0	<i>Pyrophorics materials</i>
Amoniak	Tipe 0	Amoniak
Klorin	Tipe 0	Klorin
CO	Tipe 1	Karbon monoksida
DEE	Tipe 1	Dietil eter
HCl	Tipe 0	Hidrogen Klorida
Asam Nitrat	Tipe 0	Asam nitrat
NO ₂	Tipe 0	Nitrogen dioksida
<i>Phosgene</i>	Tipe 0	<i>Phosgene</i>
TDI	Tipe 0	<i>Toluene diisocyanate</i>
Metanol	Tipe 1	Metanol
EEA	Tipe 1	<i>Ethylene Glycol Monoethyl Ether Acetate</i>
EE	Tipe 1	<i>Ethylene Glycol Monoethyl Ether</i>
EG	Tipe 1	Etilen glikol
EO	Tipe 1	Etilen oksida

Tabel 2. 7 Konstanta Fluida Representatif (API, 2008)

Fluida	MW	Density (lb/ft ³)	NBP (°F)	Ambient State	Notes	AIT (°F)
C ₁ -C ₂	23	15.639	-193	<i>Gas</i>	Note 1	1036
C ₃ -C ₄	51	33.61	-6.3	<i>Gas</i>	Note 1	696
C ₅	72	39.03	97	<i>Liquid</i>	Note 1	544
C ₆ -C ₈	100	42.702	210	<i>Liquid</i>	Note 1	433
C ₉ -C ₁₂	149	45.823	364	<i>Liquid</i>	Note 1	406
C ₁₃ -C ₁₆	205	47.728	502	<i>Liquid</i>	Note 1	396
C ₁₇ -C ₂₅	280	48.383	651	<i>Liquid</i>	Note 1	396
C ₂₅ +	422	56.187	981	<i>Liquid</i>	Note 1	396
<i>Water</i>	18	62.3	212	<i>Liquid</i>	Note 3	N/A
<i>Steam</i>	18	62.3	212	<i>Gas</i>	Note 3	N/A
<i>Acid</i>	18	62.3	212	<i>Liquid</i>	Note 3	N/A
H ₂	2	4.433	-423	<i>Gas</i>	Note 1	752
H ₂ S	34	61.993	-75	<i>Gas</i>	Note 1	500
HF	20	60.37	68	<i>Gas</i>	Note 1	32000



CO	28	50	-312	Gas	Note 2	1128
DEE	74	45	95	Liquid	Note 2	320
HCL	36	74	-121	Gas	-	N/A
Nitric Acid	63	95	250	Liquid	-	N/A
AlCl ₃	133.5	152	382	Powder	Note 1	1036
NO ₂	90	58	275	Liquid	-	N/A
Phosgene	99	86	181	Liquid	-	N/A
TDI	174	76	484	Liquid	-	1148
Methanol	32	50	149	Liquid	Note 2	867
EEA	132	61	313	Liquid	Note 2	715
EE	90	58	275	Liquid	Note 2	455
EG	62	69	387	Liquid	Note 2	745
EO	44	55	51	Gas	Note 2	804
Pyrophoric	149	45.823	364	Liquid	Note 1	Note3

Tabel 2. 8 Konstanta Gas Ideal Fluida (API, 2008)

Fluida	Cp (Ideal Gas Constant)				
	A	B	C	D	E (10 ³)
C ₁ -C ₂	12,3	0,115	-2.87 x 10 ⁵	-1.3 x 10 ⁻⁹	N/A
C ₃ -C ₄	2,632	0,319	-1.347 x 10 ⁴	1.466 x 10 ⁻⁸	N/A
C ₅	-3,626	0,487	2.6 x 10 ⁻⁴	5.3 x 10 ⁻⁸	N/A
C ₆ -C ₈	-5,146	0,676	-3.65 x 10 ⁻⁴	7.658 x 10 ⁻⁸	N/A
C ₉ -C ₁₂	-8,5	1,01	-5.56 x 10 ⁻⁴	1.18 x 10 ⁻⁷	N/A
C ₁₃ -C ₁₆	-11,7	1,39	-7.72 x 10 ⁻⁴	1.67 x 10 ⁻⁷	N/A
C ₁₇ -C ₂₅	-22,4	1,94	-1.12 x 10 ⁻³	-2.53 x 10 ⁻⁷	N/A
C ₂₅₊	-22,4	1,94	-1.12 x 10 ⁻³	-2.53 x 10 ⁻⁷	N/A
Water	2,76 x 10 ⁵	-2,09 x 10 ³	8.125	-141 x 10 ⁻²	9.37 x 10 ⁻⁶
Steam	3,34 x 10 ⁴	2.68 x 10 ⁴	2.61 x 10 ³	8.9E x 10 ³	1.17 x 10 ³
Acid	2,76 x 10 ⁵	-2.09	8.125	-1.41 x 10 ⁻²	9.37 x 10 ⁻⁶
H ₂	27,1	9.27 x 10 ⁻³	-1.38 x 10 ⁻⁵	7.65 x 10 ⁻⁹	N/A
H ₂ S	31,9	1.44 x 10 ⁻³	2.43 x 10 ⁻⁵	-1.18 x 10 ⁻⁸	N/A
HF	29,1	6.61 x 10 ⁻⁴	-2.03 x 10 ⁻⁶	2.5 x 10 ⁻⁹	N/A
CO	2,91 x 10 ⁴	8.77 x 10 ³	3.09 x 10 ³	8.46 x 10 ³	1.54 x 10 ³
DEE	8,62 x 10 ⁴	2.55 x 10 ⁵	1.54 x 10 ³	1.44 x 10 ⁵	-6.89 x 10 ²
HCL	-	-	-	-	-
Nitric Acid	-	-	-	-	-

BAB II TINJAUAN PUSTAKA



AlCl ₃	4,34 x 10 ⁴	3,97 x 10 ⁻⁴	4,17 x 10 ²	2,4 x 10 ⁴	N/A
NO ₂	-	-	-	-	-
Phosgene	-	-	-	-	-
TDI	-	-	-	-	-
Methanol	3,93 x 10 ⁴	8,79 x 10 ⁴	1,92 x 10 ³	5,37 x 10 ⁴	8,97 x 10 ²
PO	4,95 x 10 ⁴	1,74 x 10 ⁴	1,56 x 10 ³	1,15 x 10 ⁵	7,02 x 10 ²
Styrene	8,93 x 10 ⁴	2,15 x 10 ⁵	7,72 x 10 ²	9,99 x 10 ⁴	2,44 x 10 ³
EEA	1,06 x 10 ⁵	2,4 x 10 ⁵	6,59 x 10 ²	1,5 x 10 ⁵	1,97 x 10 ³
EE	3,25 x 10 ⁴	3 x 10 ⁵	1,17 x 10 ³	2,08 x 10 ⁵	4,73 x 10 ²
EG	6,3 x 10 ⁴	1,46 x 10 ⁵	1,67 x 10 ³	9,73 x 10 ⁴	7,74 x 10 ²
EO	3,36 x 10 ⁴	1,21 x 10 ⁵	1,61 x 10 ³	8,24 x 10 ⁴	7,37 x 10 ²
Pyrophoric	-8,5	1,01	-5,56 x 10 ⁻⁴	1,18 x 10 ⁻⁷	N/A
<p>Notes:</p> <ol style="list-style-type: none">1. $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ with T in K, units for p C are J/kmol-K2. $C_p = A + B \left(\frac{C}{T} \right) + D \left(\frac{E}{T} \right)$ with T in K, units for p C are J/kmol-K3. $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$ with T in K, units for p C are J/kmol-K4. <i>Pyrophoric materials, by definition, auto-ignite and therefore, a very low value for the AIT is assumed.</i>5. <i>Conversion factor for units of p C is 1 J/kmol-K = 5.27x10⁻⁴ Btu/kmol-°R</i>					

Berdasarkan Tabel 2.7 dan Tabel 2.8, analisis konsekuensi level 1 disesuaikan dengan titik didih normal dan *molecular weight* dan fasa fluida pada komponen terkait. Variabel perhitungan untuk masing-masing fluida representatif, yaitu:

a. Fasa likuid:

1. *Normal Boiling Point* (NBP)

- Digunakan dalam menentukan pelepasan fasa fluida ke atmosfer dengan berat molekul atau densitas sebagai penentuan nilai pelepasan (*release rate*).

2. Densitas (ρ_l)

3. *Auto-Ignition Temperature*, AIT, merupakan kondisi temperatur terendah suatu zat yang secara spontan menimbulkan percikan api ke lingkungan tanpa sumber pengapian eksternal.



b. Fasa gas:

1. *Normal Boiling Point* (NBP)
2. *Molecular Weight* (MW)
3. *Ideal Gas Specific Heat Capacity Ratio* (k), yang perhitungannya sesuai dengan Persamaan 2.10.

$$k = \frac{C_p}{C_p - R} \dots\dots\dots(2.10)$$

dimana: R, gas konstan = 8.314 J/(kg-mol)K

4. *Constant Pressure Specific Heat Capacity* (Cp)
5. *Auto-Ignition Temperature*, AIT

Karakteristik penyebaran fluida setelah terjadi kebocoran komponen bergantung pada fasa fluida tersebut yang dapat berupa gas, likuid, atau fasa dari keduanya (gas-likuid). Sebagian besar pelepasan fluida yang terjadi pada *pressure vessel* adalah pelepasan dua fasa, terutama jika fluida likuid tersebut memiliki viskositas yang tinggi atau memiliki kecenderungan untuk mengeluarkan *foam*. Kebocoran fluida pada komponen yang berada di bawah tekanan operasi berpotensi menghasilkan percikan dan kebocoran dua fasa fluida. Tabel 2.9 menunjukkan jenis fasa akhir fluida jika komponen mengalami kebocoran.

Tabel 2. 9 Fasa Akhir Fluida pada *Pressure Vessel* (API, 2008)

Fasa fluida saat kondisi operasi	Fasa fluida terhadap lingkungan	Fasa Akhir (API RP 581)
Gas	Gas	Diasumsikan sebagai gas
Gas	Likuid	Diasumsikan sebagai gas
Likuid	Gas	Diasumsikan sebagai gas. Diasumsikan sebagai likuid jika titik didih fluida pada lingkungan >80°F.
Likuid	Likuid	Diasumsikan sebagai likuid

2.5.2 Frekuensi Kebocoran

Frekuensi kebocoran komponen dijelaskan pada Tabel 2.1 yang kemudian diaplikasikan berdasarkan tipe dan desain peralatan. Jenis frekuensi kebocoran didasarkan pada asumsi fluida



representatif sesuai dengan API RP 581, yaitu *small*, *medium*, *large*, dan *rupture*. Dalam menentukan ukuran kebocoran, perhitungan nilai *release* perlu dibatasi dengan maksimal diameter sebesar 16 inci yang umumnya disebut *rupture*. Perhitungan *release rate* (laju pelepasan fluida) bergantung pada masing-masing jenis ukuran kebocoran dan masing-masing perhitungan konsekuensi kebocoran memiliki factor konversi seperti pada Tabel 2.10.

Tabel 2. 10 Faktor Konversi Konsekuensi

Faktor Konversi	Unit SI	Unit US (Amerika)
C ₁	31623	12
C ₂	1000	1
C ₃	4536	10000
C ₄	2,205	1
C ₅	25,2	55,6
C ₆	55,6	100
C ₇	1	10,763
C ₈	0,093	1
C ₉	0,123	0,6
C ₁₀	9,744	63,32
C ₁₁	0,145	1
C ₁₂	1,8	1
C ₁₃	6,29	0,178
C ₁₄	1	3600
C ₁₅	4,685	1
C ₁₆	30,89	70
C ₁₇	0,001	0,007
C ₁₈	0,005	0,016
C ₁₉	1,085	1,015
C ₂₀	1,013	0,147

2.5.3 Laju Kebocoran Fluida

Laju kebocoran fluida atau nilai *release rate* bergantung pada sifat fisik material komponen, fase awal, proses kondisi saat operasi, dan frekuensi kebocoran. Penentuan rumus *release rate* dipilih berdasarkan fase material saat berada di dalam peralatan



maupun metode kebocoran fluida yang berupa *sonic* atau *subsonic*. Dalam analisis konsekuensi *level 1*, tahap awal fluida pada peralatan berupa fasa likuid atau gas.

- a) Likuid : Rumus untuk menghitung laju kebocoran fluida cair pada komponen yang mengalami kebocoran sesuai dengan Persamaan 2.11.

$$W_n = C_d \cdot K_{v,n} \cdot \rho_l \cdot \frac{A_n}{C_l} \sqrt{\frac{2 \cdot g_c \cdot (P_s - P_{atm})}{\rho_l}} \dots\dots\dots(2.11)$$

Keterangan :

W_n , *Theoritical release rate* = Laju kebocoran fluida likuid
(*lbs/sec*)

C_d , *Release coefisien* = Koefisien pelepasan fluida
(Rekomendasi C_d menurut API RP 581 = 0.61)

C_l , *Conversion factor* = Faktor konversi = 12 (Tabel 2.9)

A_n , *Hole area* = Luas kebocoran (in^2)

ρ_l , *liquid density* = Densitas fluida (lb/ft^3)

P_s , *Storage pressure* = Tekanan operasi pada *storage*(psi)

P_{atm} , *Atmosphere pressure* = Tekanan atmosfer (psi)

g_c , *lb conversion* = Faktor konversi lbf ke lbm (32.2 $lbm \cdot ft/lbf \cdot sec^2$)

$K_{v,n}$, *viscosity correction* = Faktor koreksi *viscosity* (Asumsi grafik API = 1)

- b) Gas : Terdapat 2 jenis aliran pada kebocoran gas, yaitu aliran *sonic* untuk tekanan internal tinggi dan aliran *subsonic* untuk tekanan rendah (≤ 103.4 kPa atau 15 psi). Pertama adalah penentuan aliran (*sonic/subsonic*), kedua laju pelepasan dihitung dengan menggunakan persamaan untuk aliran tertentu. Perubahan tekanan aliran (P_{trans}) dari *sonic* ke *subsubsonic* didefinisikan dengan Persamaan 2.12.

$$P_{trans} = P_{atm} \left(\frac{k+1}{2} \right)^{\frac{k}{k-1}} \dots\dots\dots(2.12)$$



keterangan: P_{trans} = Tekanan transisi (Psi)

P_{atm} = Tekanan atmosfer (Psi)

k = *Ideal gas specific heat ratio*

- Jika $P_s > P_{trans}$, perhitungan laju pelepasan fase gas pada kecepatan *sonic* saat melewati asumsi kebocoran komponen didefinisikan dengan Persamaan 2.13.

$$W_n = \frac{C_d}{C_2} \cdot A_n \cdot P_s \sqrt{\left(\frac{k \cdot MW \cdot g_c}{R \cdot T_s}\right) \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k+1}{k}}} \dots\dots\dots (2.13)$$

Dimana C_2 merupakan konstanta *conversion factor* yang bernilai 1.

- Jika $P_s < P_{trans}$, persamaan laju pelepasan fase gas atau uap pada kecepatan *subsonic* saat melewati asumsi kebocoran komponen didefinisikan dengan Persamaan 2.14.

$$W_n = \frac{C_d}{C_2} \cdot A_n \cdot P_s \sqrt{\left(\frac{MW \cdot g_c}{R \cdot T_s}\right) \left(\frac{2k}{k-1}\right) \left(\frac{P_{atm}}{P_s}\right)^{\frac{2}{k}} \left(1 - \left(\frac{P_{atm}}{P_s}\right)^{\frac{k-1}{k}}\right)} \dots\dots\dots (2.14)$$

Nilai C_d untuk aliran *fully turbulent* gas atau uap dari kebocoran *sharp-edge* memiliki nilai antara $0,85 \leq C_d \leq 1,0$. Dimana pada API RP 581 asumsi koefisien C_d sebesar 0.9; MW adalah *molecular weight* (berat molekul), dan T_s adalah temperatur *storage*.

2.5.4 Tipe Kebocoran

Terdapat 2 tipe kebocoran fluida berdasarkan perhitungan pada persamaan 2.15 terkait kecepatan durasi kebocoran dalam jangka waktu tertentu, yaitu:

- a) *Instantaneous release*

Instantaneous release terjadi dalam waktu yang relatif cepat dengan jumlah kebocoran fluida yang relatif banyak. Kebocoran *instantaneous* terjadi jika komponen mengeluarkan fluida sebanyak 10.000 lbs atau 4536 kg dalam waktu kurang dari 180 detik.

- b) *Continuous release*
-



Continuous release terjadi dalam waktu yang relatif lama. Jika komponen memungkinkan untuk mengeluarkan fluida sebanyak 10.000 lbs atau 4536 kg dalam waktu lebih dari 180 detik, maka pelepasan yang terjadi adalah secara kontinu. Khusus untuk frekuensi kebocoran sebesar $\frac{1}{4}$ inch, jenis pelepasan fluida diasumsikan sebagai pelepasan secara kontinu.

$$t_n = \frac{C_3}{W_n} \dots \dots \dots (2.15)$$

dimana: t_n , *Duration of leakage* = Durasi kebocoran (sec)
 C_3 , *Conversion factor* = Faktor konversi kebocoran kebocoran fluida (10000lbs)
 W_n , *Theoretical Release rate* = Laju kebocoran fluida (lbs/sec)

2.5.5 Massa Fluida yang Tersedia saat Pelepasan

Menurut API RP 581, terdapat dua jenis massa fluida yang tersedia saat terjadi pelepasan dan hal ini dipertimbangkan berdasarkan frekuensi kebocoran komponen, di antaranya:

a) Massa Inventori

Inventori merupakan kumpulan komponen dalam suatu sistem produksi. Perhitungan massa fluida pada inventori ($mass_{inv}$) digunakan sebagai massa gabungan tiap komponen pada sistem terkait sesuai dengan persamaan 2.16.

$$mass_{inv} = \sum_{i=1}^N mass_{comp, i} \dots \dots \dots (2.16)$$

$mass_{inv}$, *inventory mass* = jumlah massa fluida pada grup inventori (lbs)
 $mass_{comp, i}$, *component mass* = massa fluida pada kumpulan komponen yang tergabung menjadi satu sistem proses produksi (lbs)

b) Massa yang Tersedia



Menurut API 581, jika terjadi kebocoran yang krusial, intervensi tim *operator* perlu dilakukan maksimal 3 menit. Oleh karena itu, jumlah massa kebocoran fluida dibatasi oleh jumlah massa komponen dengan massa penambahan ($mass_{add,n}$) yang dihitung berdasarkan 3 menit kebocoran. Massa penambahan dapat dihitung pada setiap frekuensi kebocoran menggunakan Persamaan 2.17. W_n

$$mass_{add, n} = 180. \min[W_n, W_{max8}] \dots \dots \dots (2.17)$$

keterangan :

$mass_{add,n}$, *additional mass* = Massa penambahan (*additional*) pada setiap (n) frekuensi kebocoran (lb)

W_n , *Theoretical release rate* = Laju pelepasan secara teori setiap (n) frekuensi kebocoran (lb/s)

W_{max8} , *Max. release rate* = Kecepatan *massadd* dengan frekuensi kebocoran 8 inci (lb/s)

Dari massa inventori, massa fluida pada komponen, dan massa penambahan, dilakukan perhitungan massa fluida yang tersedia pada komponen menggunakan Persamaan 2.18.

$$mass_{avail, n} = \min[mass_{comp} + mass_{add, n}, mass_{inv}] \dots \dots (2.18)$$

keterangan :

$mass_{avail,n}$, *additional mass* = Massa penambahan pada komponen (lb)

$mass_{comp}$, *component mass* = Massa fluida pada satu komponen (lbs)

$mass_{inv}$, *inventory mass* = Massa pada grup inventori (lbs)

2.5.6 Dampak Deteksi dan Sistem Isolasi Kebocoran

Pada umumnya, sistem deteksi, isolasi, dan mitigasi dirancang untuk mengurangi kebocoran fluida. Dalam API 581, sistem deteksi, isolasi, dan mitigasi diasumsikan mempengaruhi tipe kebocoran dengan 2 cara:

- a. Sistem deteksi dan isolasi:



Sistem yang dirancang untuk mendeteksi kebocoran dan dapat mengurangi laju atau massa kebocoran fluida.

b. Sistem mitigasi

Sistem yang dirancang untuk mengurangi konsekuensi dari *release*.

Pedoman untuk menentukan peringkat pada dampak deteksi dan sistem isolasi berdasarkan API RP 581 terdiri dari *level* A, B, atau C seperti yang tertera pada Tabel 2.11. Pada umumnya, sistem deteksi *level* A hanya ditemukan di industri kimia dan jarang digunakan dalam industri minyak dan gas (API, 2008).

Tabel 2. 11 Leveling Sistem Deteksi dan Sistem Isolasi

Jenis Sistem Deteksi	Jenis Sistem Isolasi	<i>Level</i>
Instrumentasi didesain untuk mendeteksi kebocoran berdasarkan perubahan kondisi operasi	Sistem isolasi dan <i>shutdown</i> secara otomatis oleh instrumentasi/detektor tanpa intervensi operator	A
Penempatan detektor untuk mendeteksi kondisi komponen jika melampaui batas <i>pressure boundary</i>		B
Inspeksi secara visual, menggunakan detector maupun kamera pada sistem terkait		C

Setelah menentukan sistem deteksi dan sistem isolasi peralatan, diperlukan penentuan faktor reduksi jumlah *release* (fact_{di}) seperti pada Tabel 2.12

Tabel 2. 12 Kategori Faktor Reduksi

Sistem Klasifikasi		Pengaturan Area Konsekuensi	Faktor Reduksi (fact_{di})
Deteksi	Isolasi		
A	A	Mengurangi laju <i>release</i> atau massa 25%	0.25
A	B	Mengurangi laju <i>release</i> atau massa 20%	0.20
A atau B	C	Mengurangi laju <i>release</i> atau massa 10%	0.05



B	B	Mengurangi laju <i>release</i> atau massa 15%	0.15
C	C	Tidak ada penyesuaian terhadap laju <i>release</i> atau massa	0

2.5.7 Penentuan Laju dan Massa Release

2.5.7.1 Continuous Release Rate

Continuous Release Rate dimodelkan dalam kondisi *steady state*. Laju pelepasan digunakan sebagai input analisis konsekuensi dengan Persamaan 2.19.

$$\text{raten} = W_n(1 - \text{fatedi}) \dots \dots \dots (2.19)$$

keterangan :

rate_n , *release rate mitigation* = Laju pelepasan mitigasi pada setiap frekuensi kebocoran (lb/s)

fact_{di} , *reduction release factor* = Reduksi jumlah *release*

2.5.7.2 Instantaneous Release Rate

Pada *Instantaneous Release Rate* diperlukan massa pelepasan fluida yang tersedia sebagai massa pelepasan tertinggi. Hal ini ditunjukkan pada Persamaan 2.20.

$$\text{mass}_n = \min[\{\text{raten} \cdot \text{mass}_n\}, \text{mass}_{\text{avail}}, n] \dots \dots \dots (2.20)$$

keterangan :

mass_n , *release mass* = Massa pelepasan mitigasi pada setiap frekuensi kebocoran (lb)

ld_n , *actual leakage* = Durasi kebocoran (*leakage*) aktual pada setiap frekuensi kebocoran.
Untuk perhitungan ld_n sesuai dengan Persamaan 2.21.

$$\text{ld}_n = \min[\{\frac{\text{mass}_{\text{available}}}{\text{raten}}\}, \{60 \cdot \text{ld}_{\text{max}}, n\}] \dots \dots \dots (2.21)$$

2.5.8 Konsekuensi Keterbakaran dan Ledakan

Dalam analisis konsekuensi *level 1*, rumus yang digunakan untuk menentukan konsekuensi area *flammable* untuk kerusakan



komponen dan cedera personil bergantung pada sifat pelepasan fluida, yaitu pelepasan fluida yang terjadi secara *continuous* atau *instantaneous*

Konsekuensi dari *release flammable* terjadi saat fluida mencapai keadaan *steady state* yang dalam waktu singkat tersebar ke atmosfer. Tahap awal penentuan area konsekuensi keterbakaran dan ledakan adalah dengan mempertimbangkan faktor mitigasi ($fact_{mit}$) yang sesuai dengan Tabel 2.13. Lalu dilakukan penentuan durasi kebocoran tertentu seperti pada Tabel 2.14 yang sesuai dengan tingkat Sistem Deteksi dan Sistem Isolasi pada Tabel 2.11.

Tabel 2. 13 Konsekuensi Keterbakaran Sistem Mitigasi (API, 2008)

Sistem Mitigasi	Pengaturan Area Konsekuensi	Faktor Mitigasi ($fact_{mit}$)
<i>Inventory blowdown</i> , serta sistem isolasi tipe B atau lebih tinggi	Mengurangi area konsekuensi sebesar 25%	0.25
Sistem <i>fire water deluge</i> dan monitor	Mengurangi area konsekuensi sebesar 20%	0.20
Aplikasi monitor <i>fire water</i>	Mengurangi area konsekuensi sebesar 5%	0.05
Aplikasi <i>spray foam</i>	Mengurangi area konsekuensi sebesar 15%	0.15

Tabel 2. 14 Durasi Kebocoran Maksimum (API, 2008)

Tingkat Sistem Deteksi	Tingkat Sistem Isolasi	Durasi Kebocoran Maksimum (Id_{max})
A	A	20 menit pada frekuensi kebocoran 1/4-in 10 menit pada frekuensi kebocoran 1-in 5 menit pada frekuensi kebocoran 4-in
A	B	30 menit pada frekuensi kebocoran 1/4-in 20 menit pada frekuensi kebocoran 1-in 10 menit pada frekuensi kebocoran 4-in



A	C	40 menit pada frekuensi kebocoran ¼-in 30 menit pada frekuensi kebocoran 1-in 20 menit pada frekuensi kebocoran 4-in
B	A atau B	40 menit pada frekuensi kebocoran ¼-in 30 menit pada frekuensi kebocoran 1-in 20 menit pada frekuensi kebocoran 4-in
B	C	1 jam pada frekuensi kebocoran ¼-in 30 menit pada frekuensi kebocoran 1-in 20 menit pada frekuensi kebocoran 4-in
C	A, B, atau C	1 jam pada frekuensi kebocoran ¼-in 40 menit pada frekuensi kebocoran 1-in 20 menit pada frekuensi kebocoran 4-in

Pada setiap frekuensi kebocoran, dilakukan perhitungan efisiensi energi ($eneff_n$) menggunakan Persamaan 2.22.

$$eneff_n = 4\log_{10}[C_2 \cdot mass_n] - 15 \dots\dots\dots(2.22)$$

keterangan :

$eneff_n$, *Efficiency Factor* = Faktor efisiensi energi untuk setiap (n) frekuensi kebocoran

$mass_n$, *Mitigated discharge mass* = *Mitigated discharge mass* untuk setiap (n) frekuensi kebocoran (lb)

C_2 , *Conversion factors* = Faktor konversi 12 menurut API RP 581

Setelah perhitungan efisiensi energi, diperlukan penentuan tipe fluida, *TYPE 0* atau *TYPE 1*, berdasarkan Tabel 2.6.

Pada setiap frekuensi kebocoran, diperlukan perhitungan area konsekuensi berdasarkan kerusakan komponen yang disebabkan oleh temperatur *Auto-ignition Likely* dan *Auto-ignition Not Likely*. *Auto-ignition Likely* adalah kemungkinan suatu fluida untuk menimbulkan *flame* (percikan api) saat mencapai *Auto-Ignition Temperature* (AIT). Sedangkan *Auto-ignition Not Likely* adalah kondisi dimana fluida tidak menimbulkan percikan api ketika mencapai AIT.



Perhitungan area konsekuensi *Auto-ignition Likely* dan *Auto-ignition Not Likely* berdasarkan laju kebocoran bergantung pada tipe kebocoran fluida, yaitu *Continuous Release* dan *Instantaneous Release* seperti persamaan di bawah ini:

1. *Auto-ignition Not Likely* dan *Auto-ignition Likely* pada *Component Damage* atau kerusakan komponen dengan kebocoran fluida secara *Continuous*:

- Apabila fasa fluida berupa gas Tipe 0 dan likuid Tipe 1, maka jenis perhitungan area konsekuensi fluida *Auto-Ignition Not Likely* dan *Likely* dengan tipe kebocoran *continuous* memiliki perhitungan seperti pada Persamaan 2.23 dan Persamaan 2.24.

$$CA_{cmd,n}^{AINL/AIL-CONT} = a(rate_n)^b \cdot (1 - fact_{mit}) \dots \dots \dots (2.23)$$

$$effrate_n^{AINL/AIL-CONT} = rate_n \dots \dots \dots (2.24)$$

- Apabila fasa fluida berupa likuid Tipe 0, maka jenis perhitungan area konsekuensi fluida *Auto-Ignition Not Likely* dan *Likely* dengan tipe kebocoran *continuous* memiliki perhitungan seperti pada Persamaan 2.25 dan Persamaan 2.26.

$$CA_{cmd,n}^{AINL/AIL-CONT} = \min[a(rate_n)^b, c_7 \cdot (1 - fact_{mit})] \dots \dots \dots (2.25)$$

$$effrate_n^{AINL/AIL-CONT} = \frac{1}{C_4} \exp[\log_{10} \left[\frac{CA_{cmd,n}^{AINL/AIL}}{C_8 \cdot a} \right] \cdot b^{-1} \dots \dots \dots (2.26)$$

2. *Auto-ignition Not Likely* dan *Auto-ignition Likely* pada *Component Damage* atau kerusakan komponen dengan kebocoran fluida secara *Instantaneous*:

- Jika fasa fluida berupa gas Tipe 0 dan likuid Tipe 1, maka Persamaan 2.27 dan Persamaan 2.28 diaplikasikan untuk mencari area konsekuensi dan laju efisiensi kebocoran *Auto-Ignition Not Likely* dan *Likely* dengan tipe kebocoran *instantaneous*.

$$CA_{cmd,n}^{AINL-INST} = a(mass_n)^b \cdot \left(\frac{1 - fact_{mit}}{eneff_n} \right) \dots \dots \dots (2.27)$$

$$effmass_n^{AINL/AIL-CONT} = mass_n \dots \dots \dots (2.28)$$



- Jika fasa fluida berupa likuid Tipe 0, maka Persamaan 2.29 dan Persamaan 2.30 digunakan untuk mencari area konsekuensi dan laju efisiensi kebocoran *Auto-Ignition Not Likely* dan *Likely* dengan tipe kebocoran *instantaneous*.

$$CA_{cmd,n}^{AIL-INST} = a(mass_n)^b \cdot \left(\frac{1 - fact_{mit}}{eff_n} \right) \dots \dots \dots (2.29)$$

$$eff_{mass_n}^{AINL/AIL-CONT} = \frac{1}{C_4} \exp [\log_{10} \left[\frac{CA_{cmd,n}^{AINL/AIL-INST}}{C_{8,a}} \right] \cdot b^{-1} \dots \dots \dots (2.30)$$

3. Perhitungan area konsekuensi *Auto-ignition Not Likely* dan *Auto-ignition Likely* berdasarkan *Personel Injury* atau cedera personil pada setiap frekuensi kebocoran ditunjukkan pada Persamaan 2.30 dan Persamaan 2.31

- *Auto-ignition Not Likely* dan *Auto-ignition Likely Continuous Release* ($CA_{inj,n}^{AINL/AIL-CONT}$)

$$CA_{inj,n}^{AINL/AIL-CONT} = [a \cdot (eff_{rate_n}^{AINL-CONT})^b] \cdot (1 - fact_{mit}) \dots \dots (2.30)$$

- *Auto-ignition Not Likely* dan *Auto-ignition Likely Instantaneous Release* ($CA_{inj,n}^{AINL-INST}$)

$$CA_{inj,n}^{AINL/AIL-INST} = [a \cdot (eff_{rate_n}^{AINL/AIL-INST})^b] \cdot \left(\frac{1 - fact_{mit}}{eneff_n} \right) \dots \dots (2.31)$$

Setelah itu dilakukan perhitungan faktor *instantaneous/continuous blending*, $fact_n^{IC}$, dengan Persamaan 2.32 untuk kebocoran *continuous* dan Persamaan 2.33 untuk kebocoran *instantaneous*.

$$fact_n^{IC} = \min \left[\left\{ \frac{rate_n}{C_5} \right\}, 1.0 \right] \dots \dots \dots (2.32)$$

$$fact_n^{IC} = 1.0 \dots \dots \dots (2.33)$$

Kemudian dilakukan kalkulasi faktor AIT *blending* ($fact^{AIT}$) yang sesuai dengan sifat fluida seperti pada Persamaan 2.34, Persamaan 2.35, dan Persamaan 2.36.

$$fact^{AIT} = 0 \text{ jika } T_s + C_6 \leq AIT \dots \dots \dots (2.34)$$

$$fact^{AIT} = \frac{T_s - AIT + C_6}{2 \cdot C_6} \text{ jika } T_s + C_6 > AIT > T_s - C_6 \dots \dots \dots (2.35)$$

$$fact^{AIT} = 1 \text{ jika } T_s - C_6 \geq AIT \dots \dots \dots (2.36)$$



Lalu dilakukan penggabungan nilai konsekuensi area dari pelepasan fluida secara *continuous* dan *instantaneous* yang telah dihitung sebelumnya dengan Persamaan 2.37 untuk konsekuensi area *Auto-Ignition Likely* (AIL) serta Persamaan 2.38 untuk konsekuensi area *Auto-Ignition Not-Likely* (AINL) pada *component damage* (cmd) atau kerusakan komponen dan *personel injury* (inj) atau cedera personil. Setelah mendapatkan konsekuensi area AIL dan AINL, dilakukan perhitungan konsekuensi area *Auto-Ignition Temperature* (AIT)

$$CA_{cmd/inj,n}^{AIL} = CA_{cmd/inj,n}^{AIL-CONT} \cdot fact_n^{IC} + CA_{cmd/inj,n}^{AIL-INST} \cdot (1 - fact_n^{IC}) \dots \dots \dots (2.37)$$

$$CA_{cmd/inj,n}^{AINL} = CA_{cmd/inj,n}^{AINL-CONT} \cdot fact_n^{IC} + CA_{cmd/inj,n}^{AINL-INST} \cdot (1 - fact_n^{IC}) \dots \dots \dots (2.38)$$

Kemudian dilakukan perhitungan area konsekuensi AIT *blended* dengan Persamaan 2.39.

$$CA_{cmd/inj,n}^{flam} = CA_{cmd/inj,n}^{AIL} \cdot fact^{AIT} + CA_{cmd/inj,n}^{AINL} \cdot (1 - fact^{AIT}) \dots \dots \dots (2.39)$$

Penentuan hasil akhir area konsekuensi untuk kerusakan komponen sesuai dengan Persamaan 2.40 dan cedera personil menggunakan Persamaan 2.41.

$$CA_{cmd}^{flam} = \left(\frac{\sum_{n=1}^4 gff_n \cdot CA_{cmd,n}^{flam}}{gff_{total}} \right) \dots \dots \dots (2.40)$$

$$CA_{inj}^{flam} = \left(\frac{\sum_{n=1}^4 gff_n \cdot CA_{inj,n}^{flam}}{gff_{total}} \right) \dots \dots \dots (2.41)$$

Penentuan konstanta *a* dan *b* Persamaan 2.22 sampai Persamaan 2.31 digunakan pada perhitungan konsekuensi area. Tabel 2.15 dan Tabel 2.16 diaplikasikan untuk konsekuensi keterbakaran pada kerusakan komponen. Sedangkan Tabel 2.17 dan 2.18 digunakan untuk perhitungan konsekuensi keterbakaran pada cedera personil.



**Tabel 2. 15 Konstanta Konsekuensi Kerusakan Komponen
Continuous (API, 2008)**

Fluida	<i>Continuous Release</i>							
	AINL				AIL			
	Gas		Liquid		Gas		Liquid	
	a	b	a	b	a	b	a	b
C ₁ -C ₂	43.000	0.980	N/A	N/A	280.000	0.950	N/A	N/A
C ₃ -C ₄	49.480	1.000	N/A	N/A	313.600	1.000	N/A	N/A
C ₅	25.170	0.990	536.000	0.890	304.700	1.000	N/A	N/A
C ₆ -C ₈	29.000	0.980	182.000	0.890	312.400	1.000	525.000	0.950
C ₉ -C ₁₂	12.000	0.980	130.000	0.900	391.000	0.950	560.000	0.950
H ₂	64.500	0.992	N/A	N/A	420.000	1	N/A	N/A
H ₂ S	32.000	1.000	N/A	N/A	203.000	0.890	N/A	N/A
EG	7.721	0.973	108.000	1.000	N/A	N/A	N/A	N/A

**Tabel 2. 16 Konstanta Konsekuensi Kerusakan Komponen
Instantaneous (API, 2008)**

Fluida	<i>Instantaneous Release</i>							
	AINL				AIL			
	Gas		Liquid		Gas		Liquid	
	a	b	a	B	a	B	a	b
C ₁ -C ₂	41.000	0.670	N/A	N/A	1,079.000	0.620	N/A	N/A
C ₃ -C ₄	27.960	0.720	N/A	N/A	522.900	0.630	N/A	N/A
C ₅	13.830	0.730	1.490	0.850	275.000	0.610	N/A	N/A
C ₆ -C ₈	13.980	0.660	4.350	0.780	275.700	0.610	57.000	0.550
C ₉ -C ₁₂	7.100	0.660	3.300	0,76	281	0.610	6.000	0.530
H ₂	61.500	0.657	N/A	N/A	1,430.000	0.618	N/A	N/A
H ₂ S	148.000	0.630	N/A	N/A	357.000	0.610	N/A	N/A
EG	6.525	0.667	69.000	1.000	N/A	N/A	N/A	N/A



Tabel 2. 17 Konstanta Konsekuensi Cidera Personil *Continuous*
(API, 2008)

Fluida	<i>Continuous Release</i>							
	CA^{AINL}				CA^{AIL}			
	Gas		Liquid		Gas		Liquid	
	a	b	a	B	a	b	a	b
C ₁ -C ₂	110	0,96	N/A	N/A	745	0,92	N/A	N/A
C ₃ -C ₄	125,2	1	N/A	N/A	836,7	1	N/A	N/A
C ₅	62,05	1	1545	0,89	811	1	N/A	N/A
C ₆ -C ₈	68	0.960	516	0,89	828,7	1	1315	0.92
C ₉ -C ₁₂	29	0,96	373	0,89	981	0,92	1401	0.92
H ₂	165	0,933	N/A	N/A	1117	1	N/A	N/A
H ₂ S	52	1	N/A	N/A	375	0,94	N/A	N/A
EG	25,67	0,947	324,7	0,869	N/A	N/A	N/A	N/A

Tabel 2. 18 Konstanta Konsekuensi Cidera Personel
Instantaneous (API, 2008)

Fluida	<i>Instantaneous Release</i>							
	IA^{AINL}				IA^{AIL}			
	Gas		Liquid		Gas		Liquid	
	a	b	a	b	a	b	a	b
C ₁ -C ₂	79	0,67	N/A	N/A	3100	0,63	N/A	N/A
C ₃ -C ₄	57,72	0,75	N/A	N/A	1769	0,63	N/A	N/A
C ₅	28,45	0,76	4,34	0,85	959,6	0,63	N/A	N/A
C ₆ -C ₈	26,72	0,67	12,7	0,78	962,8	0,63	224	0,54
C ₉ -C ₁₂	13	0,66	9,5	0,76	988	0,63	20	0,54
H ₂	118,5	0,652	N/A	N/A	4193	0,621	N/A	N/A
H ₂ S	271	0,63	N/A	N/A	1253	0,63	N/A	N/A
EG	8,971	0,687	0,138	0,922	N/A	N/A	N/A	N/A

2.5.9 Konsekuensi Racun

Dalam analisa konsekuensi *level* 1, terdapat 4 fluida yang umumnya menyebabkan konsekuensi racun, yaitu HF, H₂S, NH₃,



dan Cl. Untuk menganalisis konsekuensi racun pada analisis konsekuensi level 1, diperlukan perhitungan laju kebocoran racun berdasarkan $rate_n^{tox}$ dan $mass_n^{tox}$ seperti pada Persamaan 2.42 dan Persamaan 2.43 dengan pertimbangan kandungan fluida racun HF, H₂S, NH₃, atau Cl berupa $mfrac^{tox}$. Jika kandungan racun 100%, $mfrac^{to}$ bernilai 1. Jika kandungan racun kurang dari nilai IDLH (*Immediately Dangerous to Life or Health*), seperti 30 ppm (0.003%) untuk HF dan 100 ppm (0.01%) untuk H₂S, maka perhitungan konsekuensi racun tidak perlu dilakukan atau bernilai 0 ft².

$$rate_n^{tox} = [mfrac^{tox} \cdot W_n] \dots \dots \dots (2.42)$$

$$mass_n^{tox} = [mfrac^{tox} \cdot mass_n] \dots \dots \dots (2.43)$$

keterangan:

$rate_n^{tox}$, *toxic rate* = laju aliran fluida yang mengandung racun (lbs/sec)

$mass_n^{tox}$, *toxic mass* = massa fluida yang mengandung racun (lbs)

$mfrac^{tox}$, *toxic fraction* = kandungan racun pada fluida

W_n , *theoretical release rate* = laju kebocoran secara teori (lbs/sec)

Kemudian dilakukan perhitungan area konsekuensi racun jika fluida berupa Asam HF dan H₂S seperti pada Persamaan 2.44 dengan konstanta c dan d berdasarkan Tabel 2.19.

$$CA_{inj,n}^{tox} = [C_8 \cdot 10^{(c \cdot \log_{10}[C_4 \cdot rate_n^{tox}] + d)] \dots \dots \dots (2.44)$$

Tabel 2. 19 Konstanta Kebocoran Gas H₂S

Durasi <i>continuous release</i> (menit)	c	d
5	1,2411	3,9686
10	1,2410	4,0948
20	1,2370	4,238
40	1,2297	4,3626
60	1,2266	4,4365
<i>Instantaneous Release</i>	0,9674	2,7840

2.5.10 Konsekuensi *Non-flammable* dan *Non-toxic*

Konsekuensi tidak mudah terbakar dan tidak beracun diaplikasikan pada material dengan fluida uap, asam, ataupun



kaustik dengan kondisi temperature diatas 60°C. Konsekuensi fluida yang tidak mudah terbakar ditentukan melalui fungsi dari nilai *release rate*. Pada setiap frekuensi kebocoran, nilai *release rate* (X) fluida dikalkulasi berdasarkan jenis fasa fluida sesuai dengan Persamaan 2.45.

$$CA = a \cdot X^b \dots\dots\dots(2.45)$$

dimana CA adalah *consequence area*, X adalah *release rate* fluida, serta a dan b merupakan variabel fluida (API, 2008).

2.5.11 Konsekuensi Kerusakan Komponen dan Cidera Personil

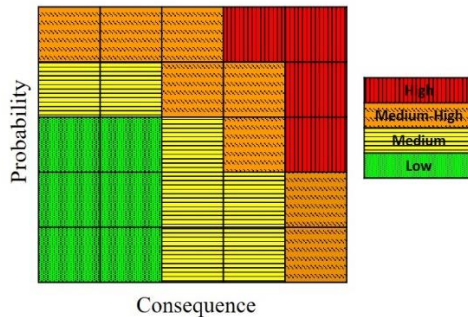
Penentuan konsekuensi area kerusakan komponen dan cidera personil merupakan perhitungan maksimum area dari:

- a) Konsekuensi *flammable*
- b) Konsekuensi *toxic*
- c) Konsekuensi *non-flammable* dan *non-toxic*

Pada nilai akhir kerusakan komponen dan cedera personil, area konsekuensi yang diaplikasikan adalah salah satu nilai tertinggi dari kedua area.

2.6 Penentuan Tingkat Risiko

Dalam matriks risiko pada Gambar 2.9, kategori konsekuensi dan probabilitas dari analisis semi-kuantitatif terdiri atas *high*, *medium high*, *medium*, dan *low*. Komponen yang memiliki risiko diatas *Medium* diprioritaskan untuk dilakukan inspeksi dan memiliki interval inspeksi yang relatif lebih cepat dibandingkan komponen dengan risiko *Low*. Menurut API 581, pembagian kategori probabilitas dan konsekuensi masing-masing terbagi ke dalam 5 *range* kategori seperti yang tertera pada Tabel 2.20. Hasil PoF didapatkan dari persamaan 2.2 dan Hasil CoF didapatkan dari nilai maksimum antara persamaan 2.40, 2.41, dan 2.44.



Gambar 2. 9 Matriks Risiko (API, 2008)

Tabel 2. 20 Kategori Probabilitas dan Konsekuensi

Kategori Probabilitas		Kategori Konsekuensi	
Kategori	Range(events/year)	Kategori	Range Area (ft ²)
1	$P_f(t) \leq 2$	A	$CA \leq 100$
2	$2 < P_f(t) \leq 20$	B	$100 < CA \leq 1000$
3	$20 < P_f(t) \leq 100$	C	$1000 < CA \leq 3000$
4	$100 < P_f(t) \leq 1000$	D	$3000 < CA \leq 10000$
5	$P_f(t) > 1000$	E	$CA > 10000$

2.7 Hazard and Operability Study (HAZOPS)

Hazard and Operability Study (HAZOPS) adalah salah satu identifikasi potensi bahaya kondisi operasi proses produksi yang memiliki kemungkinan penyimpangan dari desain awal. HAZOPS digunakan untuk mengevaluasi sistem produksi industri *offshore* dan *onshore* sesuai dengan limit desain. (BS IEC, 2001).

Penilaian HAZOPS dilakukan dengan cara menetapkan *node* (fokus unit sistem) lalu dilakukan aplikasi *guide words* sebagai parameter penilaian *node* pada komponen seperti pada Tabel 2.21 dan deviasi yang merupakan kombinasi antara *Guide Word* dengan parameter proses terhadap *node* yang dinilai, seperti *No Flow*, *Low Level*, *High Pressure*, *Reverse Flow*, dan lain-lain, seperti pada Tabel 2.22. Selanjutnya diperlukan penilaian dan evaluasi *Cause* (penyebab deviasi) berdasarkan BS IEC 16882.



Tabel 2. 21 Guide Word HAZOPS (BS IEC, 2001)

<i>Guide Word</i>	Definisi
NO OR NOT	Penolakan secara keseluruhan terhadap desain
MORE	Kenaikan secara kuantitatif
LESS	Penurunan secara kuantitatif
AS WELL AS	Kenaikan secara kualitatif
PART OF	Penurunan secara kualitatif
REVERSE	Penilaian berlawanan terhadap desain
OTHER THAN	Pergantian desain secara keseluruhan

Tabel 2. 22 Kategori Deviasi (BS IEC, 2001)

Jenis Deviasi	<i>Guide Word</i>	Contoh Interpretasi saat Proses Produksi
Negatif	<i>NO</i>	Tidak ada arah aliran atau tujuan yang dicapai (<i>no flow</i>)
Modifikasi Kuantitatif	<i>MORE</i>	Peningkatan kuantitatif, seperti peningkatan temperatur
	<i>LESS</i>	Penurunan kualitatif, seperti penurunan temperatur
Modifikasi Kualitatif	<i>AS WELL AS</i>	Terdapat pengotor saat pengoperasian
	<i>PART OF</i>	Mebutuhkan sebagian transfer cairan
Substitusi	<i>REVERSE</i>	Meliputi aliran balik dalam pipa dan <i>reverse chemical reaction</i>
	<i>OTHER THAN</i>	Hasil produksi yang tidak diinginkan, seperti kesalahan mentransfer fluida
Waktu	<i>EARLY</i>	Sesuatu yang terjadi lebih awal dari perkiraan <i>clock time</i> , seperti waktu <i>cooling</i> (pendinginan) atau <i>filtration</i> (penyaringan)
	<i>LATE</i>	Sesuatu yang terjadi lebih lama dari dari perkiraan <i>clock time</i>
<i>Order or Sequence</i>	<i>BEFORE</i>	Sesuatu yang terjadi lebih awal sebelum <i>sequence</i> , seperti <i>mixing</i> atau <i>heating</i>
	<i>AFTER</i>	Sesuatu yang terjadi lebih lama setelah <i>sequence</i>

BAB II TINJAUAN PUSTAKA



Setelah itu dilakukan penentuan *risk rating* berupa analisis probabilitas dan konsekuensi unit sistem. Tabel 2.23 menunjukkan tingkat probabilitas dan Tabel 2.24 hingga Tabel 2.27 berupa tingkat konsekuensi berdasarkan BS ISO 17776.

Tabel 2. 23 Tingkat Penilaian Probabilitas (BSI, 2002)

Tingkat	Deskripsi
1	Tidak pernah terdengar terjadi <i>hazard</i> pada industri minyak dan gas
2	Terdengar peristiwa <i>hazard</i> pada industri minyak dan gas
3	Insiden pernah terjadi di perusahaan
4	<i>Hazard</i> terjadi beberapa kali pada perusahaan
5	<i>Hazard</i> terjadi beberapa kali per tahun pada lokasi EP (eksplorasi dan produksi)

Tabel 2. 24 Tingkat Konsekuensi pada Manusia (BSI, 2002)

Tingkat	Definisi	Deskripsi
0	Tidak ada efek kesehatan/cedera	Tidak menimbulkan cedera personil
1	Efek kesehatan/cedera ringan	Cidera ringan yang tidak mempengaruhi kinerja atau menyebabkan cacat
2	Cidera kecil	Cidera yang mempengaruhi keterbatasan kerja.
3	Cidera berat	Cidera menyebabkan cacat permanen dan mempengaruhi kinerja jangka panjang
4	1-3 kematian	Kecelakaan kerja yang menyebabkan cacat atau kematian
5	Kematian skala besar	Kecelakaan kerja permanen dengan angka cacat dan kematian tinggi



Tabel 2. 25 Tingkat Konsekuensi pada Aset (BSI, 2002)

Tingkat	Definisi	Deskripsi
0	Tidak ada kerusakan	Tidak terjadi kerusakan lingkungan
1	Kerusakan ringan	Kerusakan tidak mengganggu operasional (kerusakan kurang dari USD \$10,000)
2	Kerusakan kecil	Terjadi kerusakan saat kondisi operasi dalam waktu singkat (kerusakan kurang dari USD \$100,000)
3	Kerusakan setempat	Terjadi <i>shutdown</i> sebagian (proses produksi dapat dimulai kembali dengan kerugian biaya sampai USD \$1,000,000)
4	Kerusakan besar	Terjadi <i>loss</i> sebagian seperti 2 minggu <i>shutdown</i> yang dapat menimbulkan kerugian sebesar USD \$10,000,000
5	Kerusakan ekstrim	Terjadi kerusakan besar dengan biaya >USD \$10,000,000

Tabel 2. 26 Tingkat Konsekuensi pada Lingkungan (BSI, 2002)

Tingkat	Definisi	Deskripsi
0	Tidak berpengaruh	Tidak terjadi kerusakan lingkungan
1	Pengaruh ringan	Terjadi kerusakan lingkungan di sekitar sistem
2	Pengaruh kecil	Terjadi kontaminasi fluida yang merusak lingkungan, tetapi tidak menimbulkan efek jangka panjang.
3	Pengaruh setempat	Pembuangan fluida dalam jumlah tertentu yang merusak lingkungan dengan pengulangan pelanggaran



		undang-undang dan mengganggu keselamatan masyarakat luas
4	Pengaruh besar	Terjadi kerusakan lingkungan yang fatal. Perusahaan diwajibkan untuk mengambil tindakan untuk memulihkan lingkungan sekitar yang tercemar.
5	Pengaruh ekstrim	Terjadi kerusakan lingkungan dalam cakupan wilayah yang luas dan bersifat permanen

Tabel 2. 27 Tingkat Dampak Konsekuensi terhadap Reputasi Perusahaan (BSI, 2002)

Tingkat	Definisi	Deskripsi
0	Tidak ada dampak	Masyarakat tidak mengetahui eksistensi perusahaan
1	Dampak ringan	Beberapa masyarakat lokal mengetahui eksistensi perusahaan
2	Dampak terbatas	Sebagian masyarakat lokal mengetahui perusahaan
3	Dampak besar	Masyarakat daerah dan beberapa kelompok politik regional maupun masyarakat nasional mengetahui eksistensi perusahaan
4	Dampak nasional	Masyarakat dan media nasional mengetahui eksistensi perusahaan. Dampak kebijakan nasional atau daerah berpotensi dalam pemberian lisensi dan mobilisasi terhadap perusahaan
5	Dampak internasional	Masyarakat dan media internasional mengetahui eksistensi perusahaan. Kebijakan internasional berpotensi memberi dampak pada akses, lisensi, dan peraturan pajak perusahaan terkait



Dalam melakukan perhitungan tingkat bahaya berdasarkan *Qualitative Risk* pada BS IEC 61882, metode yang dapat digunakan adalah melalui metode *Risk Score Calculator* (RSC), dan *Risk Matrix*. Metode perhitungan risiko didasarkan pada metode *risk matrix* dimana tingkat risiko kejadian diformulasikan melalui Persamaan 2.46.

$$R = P \times C \dots\dots\dots(2.46)$$

dimana: R, *risk level* = Tingkat risiko (*low, medium, high*)

P, *probability* = Nilai kemungkinan (0-5)

C, *consequence* = Nilai konsekuensi (1-5)

Hasil perkalian *risk level* HAZOPS selanjutnya diaplikasikan pada matriks HAZOPS untuk menentukan tingkat bahaya seperti terlihat pada Gambar 2.10. Adapun cara menggunakan matriks ini adalah jika terdapat kejadian yang menimbulkan 4 (empat) konsekuensi baik terhadap manusia, aset, lingkungan, dan reputasi perusahaan dengan nilai konsekuensi yang berbeda-beda, maka nilai konsekuensi yang digunakan dalam analisis adalah nilai yang paling tinggi.

	Probability				Consequence				
	Manusia	Aset	Lingkungan	Reputasi	1	2	3	4	5
0	Tidak ada efek kesehatan / cidera	Tidak ada kerusakan	Tidak ada pengaruh	Tidak ada dampak					
1	Efek kesehatan / cidera ringan	Kerusakan ringan	Pengaruh ringan	Dampak ringan					
2	Efek kesehatan / cidera ringan	Kerusakan kecil	Pengaruh kecil	Dampak terbatas					
3	Cidera berat	Kerusakan setempat	Pengaruh setempat	Dampak besar					
4	1-3 kematian	Kerusakan besar	Pengaruh besar	Dampak nasional					
5	Kematian skala besar	Kerusakan parah	Pengaruh skala besar	Dampak internasional					

Gambar 2. 10 Matriks HAZOPS (BSI, 2002)

Selanjutnya, dilakukan penetapan *safeguards* yang berupa pengaturan skala pada *safety alarm*, *safety valve*, dan lain-lain,



pada unit proses produksi yang tidak melebihi tekanan desain yang diijinkan lebih dari 3% dan batasnya tidak melebihi 10% (BS IEC 16882). Dari hasil evaluasi ini ditetapkan *actions* melalui penilaian *Hazard* atau *Operability* suatu unit sistem untuk mengurangi potensi bahaya.

2.8 TEG Contactor

2.8.1 Pressure Vessel

Pressure vessel adalah kontainer penampung fluida yang berfungsi untuk menahan tekanan internal maupun eksternal dengan tekanan di atas 15 lbf/in² (103 kPa). *Pressure vessel* dapat digunakan sebagai reaktor termal atau reaktor katalis, sebagai fraksionator untuk memisahkan gas terhadap bahan kimia lainnya, atau sebagai regenerator untuk mengembalikan fluida ke sifat aslinya. Contoh peralatan yang termasuk ke dalam *pressure vessel* di industri minyak dan gas adalah *column*, tower, drum, reaktor, *heat exchanger*, kondenser, *air-cooler*, dan akumulator.

Pressure vessel di desain ke dalam beberapa bentuk seperti *cylindrical* (dengan *flat*, *conical*, *torinical*, *torispherical*, *semi-ellipsoidal*, atau *hemispherical heads*) seperti komponen *heat exchanger* dan kondenser, serta bentuk *spherical*, *spheroidal*, dan *boxed* (dengan *flat rectangular* atau *square plate heads*). Material yang paling umum diaplikasikan untuk fabrikasi *pressure vessel* adalah baja karbon. Untuk aplikasi pada kondisi operasi tertentu, terdapat *pressure vessel* yang menggunakan material paduan austenitik atau feritik, *alloy 400*, nikel, titanium, atau aluminium. (API, 2001)

2.8.2 Sistem TEG Contactor

Pada umumnya gas alam yang baru keluar dari perut bumi memiliki kandungan uap air yang tinggi. Untuk memisahkan uap air dalam gas tersebut, diperlukan proses injeksi bahan kimia untuk menurunkan *dew point* uap air atau dengan absorpsi yang melibatkan *partial pressure* (Katz, 1959). *Liquid desiccant dehydration* adalah salah satu cara penghilangan uap air,



contohnya menggunakan glikol. Likuid glikol memiliki daya serap yang tinggi terhadap air. Glikol adalah nama umum untuk diol (-OH). Dengan dua alkohol, zat ini memiliki afinitas (daya tarik-menarik) yang tinggi terhadap air. Diantara glikol yang berbeda seperti dietilen glikol (DEG), trietilen glikol (TEG), dan tetraetilen glikol (TREG), jenis glikol yang paling umum untuk menghilangkan uap air pada gas alam adalah TEG karena memiliki biaya yang relatif lebih murah. Proses dehidrasi dapat dibagi menjadi dua bagian, dehidrasi gas dan regenerasi glikol. Pada proses dehidrasi, uap air dipisahkan terhadap gas dengan menggunakan glikol sedangkan pada proses regenerasi, air dikeluarkan dari glikol sebelum dapat digunakan kembali untuk dehidrasi (Mohammad M. Ghiasi, 2014).

Perubahan temperatur atau tekanan serta adanya H_2S selama proses dehidrasi *sweet gas* pada umumnya berpotensi menyebabkan korosi eksternal, *thinning*, dan *Stress Corrosion Cracking* (SCC) pada komponen. Hidrogen sulfida (H_2S) adalah fluida beracun yang perlu dipisahkan dalam proses produksi gas. Peralatan *stationary* yang mengalami SCC saat mengalami kontak dengan H_2S disebabkan oleh tegangan tinggi pada logam di daerah korosif H_2S . Gas H_2S yang larut dalam air dan membentuk larutan asam lemah dapat memicu terbentuknya porositas akibat pengaruh oksigen atau karbon dioksida. Faktor-faktor yang menyebabkan terjadinya *Sulfide Stress Cracking*, yaitu kekerasan logam yang tinggi, lingkungan yang korosif, frekuensi beban yang tinggi, dan logam yang bereaksi dengan H_2S membentuk *metal sulfide* (OMC, 2017).

Sistem TEG Contactor merupakan unit dehidrasi yang berfungsi untuk mengeringkan *wet gas* terhadap fasa likuid H_2S . Gas hidrokarbon tersebut kemudian terdistribusi menjadi *dry gas*. Sistem TEG Contactor tersusun atas beberapa komponen, yaitu:

a. TEG Contactor

TEG Contactor merupakan bejana kolom dengan struktur vertikal yang dialiri fluida *sweet gas*. *Sweet gas* adalah gas hidrokarbon dengan kandungan sulfur yang sangat rendah.



TEG *Contactor* terbagi menjadi dua area, yaitu *top shell* TEG *contactor* dan *bottom shell* TEG *contactor*. Bagian *top shell* terhubung dengan pipa *inlet* glikol dan pipa *outlet* gas, dimana fluida yang paling dominan berupa 84,87% metana. Sedangkan pada bagian *bottom shell* terhubung pada pipa *inlet* gas dan pipa *outlet* glikol, dimana fluida yang paling dominan berupa 96,3% likuid tri etilen glikol. Gambar visual pada TEG *Contactor* ditunjukkan pada Gambar 2.11. Material *shell* pada TEG *Contactor* adalah SA 516 Grade 70. Menurut ASME II Part A, syarat yang dimiliki oleh SA 516 Grade 70 adalah memiliki ketebalan maksimal sebesar 8 inci dan kekuatan material sebesar 485-620 MPa yang merupakan jenis pelat baja karbon. Standar komposisi untuk SA 516 Grade 70 dengan ketebalan sebesar 45 mm (1,7mm) tertera pada Tabel 2.28.

Tabel 2. 28 Komposisi Material SA 516 Grade 70

%C	%Si	%Mn	%S	%P
0,28 max	0,13-0,45	0,79-1,30	0,035 max	0,035 max



Gambar 2. 11 Komponen TEG *Contactor*

Proses pemisahan H_2S pada *wet gas* terjadi melalui reaksi fisika yang melibatkan tekanan parsial dengan menurunkan tekanan *wet gas* pada pembentukan *free water* di internal TEG



Contactor (Isa, 2016). Pada internal TEG *Contactor*, terdapat dua *part* yang memiliki fungsi penting dalam pengeringan gas, yaitu:

- *Structured Packing Tray*

Tray merupakan *part* pada TEG *Contactor* yang dapat memisahkan fluida likuid terhadap fluida gas menggunakan gaya sentrifugal. Hal ini disebabkan oleh lubang pada *tray* yang tangensial membuat fluida mengalami perputaran dan cairan yang lebih berat pada fluida gas tersebut, seperti H_2S , terdorong dari gas ke arah dinding tabung, sedangkan gas akan menguap ke atas mengikuti arah putaran menuju *top shell* TEG *Contactor*.

- *Demister Pad*

Demister Pad adalah *part* pada TEG *Contactor* yang berfungsi untuk memisahkan butiran likuid yang lebih kecil dan tidak dapat dipisahkan pada *trays*. Prinsip pemisahan yang digunakan adalah dengan *gravity settling*, yaitu menggunakan gravitasi dari aliran gas.

b. *Pipa inlet wet gas*

Pipa inlet wet gas merupakan pipa yang mendistribusi *wet gas* yang masih mengandung sedikit fase likuid dari *Amine Overhead KO Drum* menuju TEG *Contactor*. Gambar 2.12 menunjukkan gambar visual pada *pipa inlet wet gas*.



Gambar 2. 12 Pipa Inlet Wet Gas

c. *Pipa outlet dry gas*

Gas yang keluar dari *contactor* disebut *dry gas* yang telah mengalami pemisahan dengan fasa likuid H_2S agar kandungan



tersebut tidak ikut terdistribusi pada produk gas, menyebabkan korosi pada komponen, serta membahayakan lingkungan produksi maupun konsumen (Maddox, 1974). Pipa *outlet dry gas* mendistribusi *dry gas* dari TEG *Contactor* menuju TEG *Overhead KO Drum*. Gambar 2.13 menunjukkan gambar visual pipa *outlet dry gas*.



Gambar 2. 13 Pipa Outlet Dry Gas

Material pipa inlet dan outlet gas yang terhubung pada TEG *Contactor* adalah A 106 Grade B yang merupakan jenis pipa baja karbon yang dapat beroperasi pada kondisi temperature tinggi. Berdasarkan ASTM, komposisi yang dimiliki oleh A 106 Grade B terdapat pada Tabel 2.29.

Tabel 2. 29 Komposisi Material A 106 Grade B

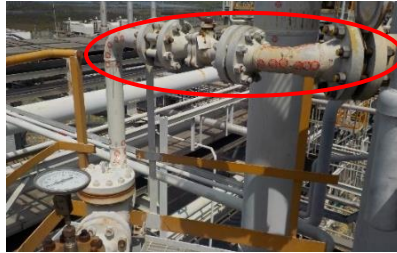
%C	0,30 max
%Si	0,10 min
%Mn	0,29-1,06
%S	0,035 max
%P	0,035 max
%Cr	0,40 max
%Cu	0,40 max
%Mo	0,15 max
%Ni	0,40 max
%V	0,08 max

d. Pipa *inlet lean glycol*

Trietilen glikol murni yang berfungsi sebagai penyerap fase likuid pada gas hidrokarbon disebut *lean glycol*. Pipa *inlet lean glycol* mendistribusi *lean glycol* dari *Lean TEG Cooler*



menuju TEG *Contactor*. Material pipa *inlet* glikol yang terhubung pada TEG *Contactor* adalah A 106 Grade B. Gambar 2.14 menunjukkan gambar visual pipa *inlet lean glycol*.



Gambar 2. 14 Pipa Inlet Lean Glycol

e. Pipa *outlet rich glycol*

Trietilen glikol yang keluar dari bagian bawah kontaktor banyak mengandung uap air yang diserap dari *wet gas* (*rich glycol*) Pipa *outlet rich glycol* mendistribusi *rich glycol* yang telah mengandung H_2S yang terlarut saat mengalami pemisahan terhadap *wet gas* dari TEG *Contactor* menuju TEG *Reflux Condenser*. Gambar 2.15 menunjukkan gambar visual pipa *outlet rich glycol*.



Gambar 2. 15 Pipa Outlet Rich Glikol

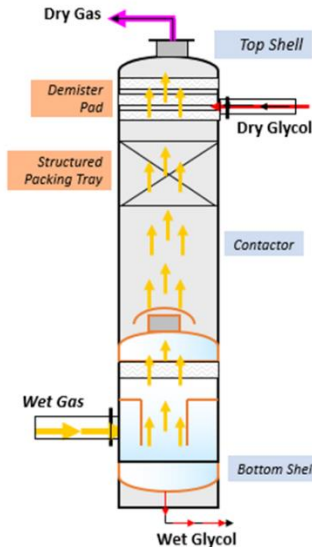
Material pipa *outlet* glikol adalah A 312 TP 316L yang merupakan jenis pipa baja tahan karat austenitik. Berdasarkan ASTM, komposisi yang dimiliki oleh A 312 TP 316L terdapat pada Tabel 2.30.



Tabel 2. 30 Komposisi Material A 312 TP 316L

%C	%Si	%Mn	%S	%P	%Cr	%Mo	%Ni
0,035	1,00	2,00	0,03	0,045	16-18	2-3	10-14

Proses dehidrasi *sweet gas* menjadi *dry gas* pada TEG *Dehydration* diilustrasikan pada Gambar 2.16.



Gambar 2. 16 Sistem TEG *Contactor* (Gas Processors Suppliers Association., 2004)

2.9 Penjadwalan Inspeksi

Menurut standard API, terdapat dua jenis inspeksi, yaitu inspeksi berbasis waktu sesuai dengan kode inspeksi pada API 510 untuk komponen *pressure vessel* dan API 570 untuk komponen pipa serta inspeksi berbasis risiko sesuai dengan API RP 581. Terdapat beberapa interval pelaksanaan untuk inspeksi berbasis waktu, yaitu inspeksi internal, inspeksi *on-stream*, dan inspeksi eksternal. Inspeksi internal merupakan pemeriksaan yang dilakukan pada saat peralatan tidak beroperasi. Inspeksi *on-stream* adalah pemeriksaan yang dilakukan pada saat peralatan sedang



beroperasi. Sedangkan inspeksi eksternal merupakan pemeriksaan struktural eksternal peralatan secara visual.

Berdasarkan API 510, jika *pressure vessel* berada pada tingkat *higher-risk*, maka jadwal inspeksi internal dan inspeksi *on-stream* pada *pressure vessel* dilakukan maksimal 10 tahun atau *Half Remaining Lifetime* (setengah umur pakai) komponen. Akan tetapi, apabila suatu komponen memiliki *remaining life* kurang dari 4 tahun, maka interval inspeksi yang dilakukan adalah *full Remaining Life* atau maksimal 2 tahun. Sedangkan apabila komponen berada pada tingkat *lower-risk*, maka jadwal inspeksi internal dan inspeksi *on-stream* dilakukan maksimal 15 tahun atau $\frac{3}{4}$ dari *remaining life* komponen. Perhitungan *remaining life* didapatkan dengan Persamaan 2.47.

$$\text{Remaining Life} = \frac{t_{\text{am}} - t_{\text{min}}}{\text{corrosion rate}} \dots\dots\dots(2.47)$$

Dimana t_{am} merupakan ketebalan minimum komponen saat inspeksi terakhir (inci), t_{min} merupakan ketebalan minimum yang dibutuhkan komponen menurut API 579 sesuai dengan perhitungan pada Persamaan 2.48.

$$t_{\text{min}} = \frac{P \cdot R_c}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \dots\dots\dots(2.48)$$

Berdasarkan rumus di atas, P adalah tekanan desain internal komponen (psi), R_c merupakan radius komponen setelah mengalami penambahan dengan *Future Corrosion Allowance* (inci) dan *Loss*, S adalah *allowable tensile stress* (psi), serta E yang merupakan *weld joint efficiency*. Untuk inspeksi eksternal *pressure vessel* dilakukan m5 tahun sekali pada area *shell, head, nozzle, exterior insulation*, serta *supports and structural parts* (API, 2006).

Untuk komponen pipa, pada API 570 terdapat 3 kategori dalam inspeksi, *class 1*, *class 2*, dan *class 3*. Kategori *class 1* merupakan pipa yang mengandung fluida berupa H_2S , asam hidrolorik, HCl , serta gas C_2 , C_3 , dan C_4 . Interval visual inspeksi dan pengukuran ketebalan pada pipa kategori *class 1* dilakukan maksimal maksimal setiap 5 tahun. Kategori *class 2* adalah pipa yang mengandung gas alam sebagai fluida utama proses produksi.

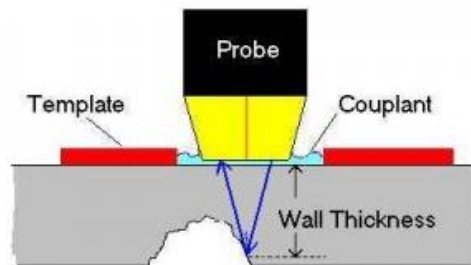
BAB II TINJAUAN PUSTAKA



Pada *class 2*, interval inspeksi secara visual dilakukan maksimal setiap 5 tahun dan pengukuran ketebalan maksimal setiap 10 tahun. Untuk pipa kategori *class 3* adalah pipa yang mengandung fluida hidrokarbon ringan dengan kondisi operasi di bawah *flash point*. Pipa kategori *class 3* membutuhkan interval inspeksi visual dan pengukuran ketebalan maksimal setiap 10 tahun.

2.10 *Ultrasonic Testing Thickness*

Ultrasonic Testing Thickness merupakan salah satu metode *Non-Destructive Test* (NDT) untuk mengukur ketebalan komponen yang memanfaatkan gelombang suara dan getaran partikel yang sebagai bentuk energi *hertz* (Hz) yang didefinisikan sebagai satu siklus getaran per detik. *Transducer* merupakan komponen yang mengubah gelombang suara menjadi energi listrik pada *probe* seperti yang ditunjukkan pada Gambar 2.12. Gelombang suara bergerak melalui material yang berbeda, seperti sistem *echo to echo* ketika *pulse* gelombang suara mendeteksi ketebalan logam induk (*base metal*) dan pelapisnya (*coating*). Dalam pengukuran ketebalan dengan UT *Thickness*, dibutuhkan *couplant* yang merupakan cairan untuk meminimalkan kontak logam terhadap udara dengan menggunakan media yang sesuai dengan impedansi akustik dari *transducer* ke logam. Jenis *couplant* yang dapat digunakan antara lain berupa air, kerosin, oli, minyak, gliserin, dan beberapa jenis gel tertentu.



Gambar 2. 17 *Probe UT Thickness* (AWTC, 2013)



2.11 Penelitian Sebelumnya

1. Yusuf Wachyudi, 2010, *Identifikasi Bahaya, Analisis, dan Pengendalian Risiko dalam Tahap Desain Proses Industri Minyak dan Gas di Kapal Floating Production Storage & Offloading (FPSO) untuk Proyek Petronas Bukit Tua Tahun 2010*.
 - Thesis ini menganalisis penilaian risiko dan bahaya pada di Fasilitas Proses Produksi Kapal *Floating Production Storage & Offloading* (FPSO). Metode yang digunakan dalam penelitian ini adalah HAZOPS secara kualitatif. Tingkat risiko tersebut diperoleh dari kombinasi *probability* dan *consequences* FPSO. Jumlah node yang dilakukan evaluasi adalah 14 buah node. Hasil penelitian ini memberikan gambaran tingkat risiko tertinggi terdapat pada proses pada peralatan *1st* dan *2nd* *stage separator*, *Fuel gas scrubber*, serta *Fuel gas filter coalescer*. Selain itu, diperoleh rekomendasi-rekomendasi untuk mengendalikan risiko yang ada sampai risiko dikategorikan menjadi risiko yang dapat diterima.
 2. Khaled Hamdan, 2017, *Risk Assesment of Heat Recovery Steam Generator (HRSG) Using RBI Methodology*.
 - Berdasarkan penilaian risiko dengan menggunakan metodologi RBI semi-kuantitatif berdasarkan API 581, HRSG memiliki risiko berupa *medium-risk*. Tingkat risiko dapat diminimalkan dengan mengaplikasikan penelitian *Creep Analysis* untuk bagian komponen *Superheater Header & Tube*. Berdasarkan analisis yang dilakukan, interval inspeksi HRSG adalah 10 tahun. *Remaining Lifetime* dapat ditingkatkan dan dioptimalkan dengan melakukan penilaian area komponen secara meluas dengan aplikasi Condition Monitoring Location (CML) untuk memantau lokasi dan tingkat kegagalan atau korosi.
-



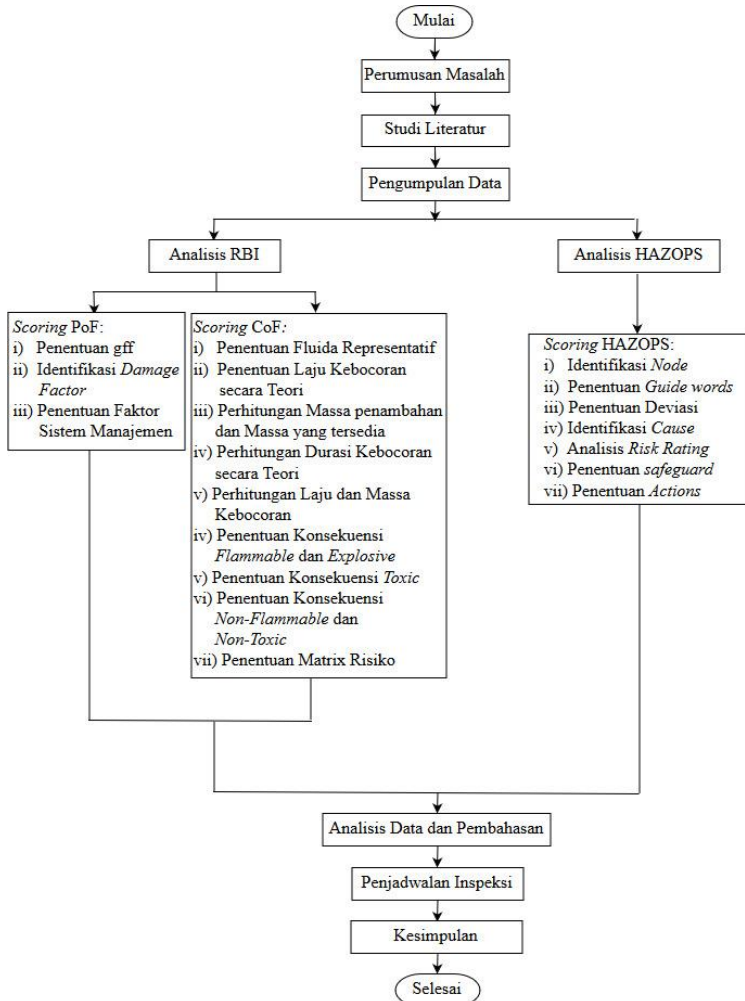
-
3. James Tinambunan, 2013, *Analisis Resiko Pressure Vessel dengan Risk Based Inspection API 581 dan Studi Eksperimental Karakteristik Korosi Bahan Shell Pressure Vessel pada Media Gas H₂S di HESS (Indonesia, Pangkah) Ltd.*
 - Tugas akhir ini membahas tentang RBI semi-kuantitatif berdasarkan API 581. Peralatan yang diteliti adalah 15 buah *pressure vessel* dengan material SA516 Gr 70. Dalam tugas akhir ini dilakukan penelitian laju korosi pada *shell pressure vessel* dengan variasi konsentrasi 0,02 mol; 0,4 mol; dan 0,06 mol H₂S. Hasil yang didapatkan adalah jika semakin tinggi konsentrasi H₂S, maka laju korosi dan kemungkinan terjadi kegagalan semakin tinggi. Hasil analisis risiko yang diperoleh adalah terdapat 1 buah *pressure vessel* berada pada tingkat *low risk* dan 14 buah *pressure vessel* lainnya pada tingkat *medium risk*, sehingga tidak memerlukan mitigasi karena *pressure vessel* tergolong aman.
 4. Moamar Al Qathafi, 2015, *Studi Aplikasi Risk Based Inspection (RBI) Semi-Kuantitatif API 581 pada Production Separator.*
 - Tugas akhir ini membahas tentang penilaian risiko dan penjadwalan inspeksi menggunakan metode RBI secara semi-kuantitatif pada alat *Production Separator ETA-V-003*. Selain itu, dilakukan penentuan metode dan penjadwalan inspeksi berdasarkan penilaian *Remaining Lifetime*. Hasil analisis risiko menunjukkan bahwa 24 bagian memiliki tingkat risiko *medium risk* dan 4 bagian memiliki tingkat risiko *medium-high risk*. Metode inspeksi yang disarankan adalah *visual examination*.
-



-
5. Adi Nugraha, 2016, *Studi Aplikasi Risk-Based Inspection (RBI) Menggunakan API 581 pada Fuel Gas Scrubber*.
- Pada tugas akhir ini, telah dilakukan penilaian risiko RBI semi-kuantitatif dengan standar API RP 581. Peralatan yang diteliti berupa *fuel gas scrubber*. Dari hasil analisis risiko didapatkan tingkat resiko *fuel gas scrubber* berada pada tingkat *medium-high risk* karena fluida yang mengalir di dalamnya cukup berbahaya dan laju alirannya cukup tinggi. Interval inspeksi untuk alat ini adalah setiap 5 tahun dengan pengukuran ketebalan menggunakan *Ultrasonic Testing (UT) Thickness* dan *visual examination*.

BAB III METODELOGI PENELITIAN

3.1 Diagram Alir



Gambar 3. 1 Diagram Alir Analisis



3.2 Prosedur Penelitian

3.2.1 Perumusan Masalah

Perumusan masalah diperlukan untuk mengidentifikasi unit sistem yang cenderung memiliki tingkat risiko yang tinggi berdasarkan kondisi operasi dan sifat-sifat material komponen terkait. Hal ini dapat membahayakan segi keselamatan lingkungan kerja dan segi ekonomi perusahaan.

Perhitungan *Risk-Based Inspection* (RBI) dilakukan secara manual dengan metode semi-kuantitatif berdasarkan standard API RP 581: *Risk-Based Inspection Technology*. Pemilihan analisis dengan pendekatan semi-kuantitatif dilakukan karena parameter *input* penilaian dalam menentukan risiko masih memungkinkan untuk dilakukan dengan jangka waktu penelitian selama 3-4 bulan. Jika menggunakan analisis kualitatif, hasil perhitungan risiko kurang akurat karena *scoring* didasarkan pada asumsi dan *survey* tanpa kalkulasi secara metalurgi fisik pada komponen. Sedangkan jika dilakukan analisis kuantitatif, maka membutuhkan waktu yang relatif lama beserta data-data yang lebih spesifik.

Pada penelitian ini, dilakukan analisis RBI pada komponen TEG *Contactors* dan sistem perpipaan masuk dan keluar fluida yang melewati TEG *Contactors* sebanyak 4 buah, yaitu *Process Gas Inlet Pipe* 14'' sebagai pipa masuk penyalur fluida *sweet gas*, *Process Gas Outlet Pipe* 14'' sebagai pipa keluar *sweet gas*, *Glycol Outlet Pipe* 3'' sebagai pipa masuk *lean* TEG, *Glycol Inlet Pipe* 2'' sebagai pipa keluar *rich* TEG.

3.2.2 Studi Literatur

Studi literatur dilakukan untuk mempelajari dan meningkatkan pemahaman mengenai *Risk Assessment* dengan metode *Risk-Based Inspection* (RBI) dan *Hazard and Operability Study* (HAZOPS). Analisis RBI dilakukan berdasarkan standard API 581 yang di dalamnya terdapat tahapan penentuan parameter serta perhitungan *Probability of failure* (PoF) dan *Consequence of failure* (CoF). Dari perhitungan tersebut, diperoleh matriks risiko dan tingkat risiko komponen. Sedangkan analisis HAZOPS



menggunakan dua standard dari *British Standard*, yaitu pertama penentuan *guideword* dan deviasi menggunakan standard BS IEC 168, kedua perhitungan *probability* dan *consequence* untuk memperoleh tingkat bahaya menggunakan BS ISO 17776. Selain itu, dilakukan studi literasi mengenai *Remaining Lifetime Assesment* untuk menentukan penjadwalan inspeksi dan studi objek RBI, yaitu TEG *Contacttor*.

3.2.3 Pengumpulan Data

Pengumpulan data dan dokumentasi diperlukan sebagai sumber data dan informasi objek penelitian yang perlu untuk dilakukan RBI agar hasil penilaian resiko yang didapatkan relevan dan optimal.

Dalam perhitungan *Probability of Failure* (PoF) dan *Consequence of Failure* data-data dan parameter-parameter yang dibutuhkan adalah sebagai berikut:

1. Data Operasional dan *General Report/Re-Certification*

Data Operasional digunakan untuk pengumpulan data CoF dalam penentuan sifat fluida, seperti fluida representatif, laju pelepasan, massa pelepasan fluida, penentuan fluida *non-flammable* dan *non-toxic*, maupun area konsekuensi kerusakan komponen

2. Data *Historical Inspection*

Data *Historical Inspection* digunakan sebagai informasi pengumpulan data PoF dalam penentuan jenis *damage mechanism* dan jumlah inspeksi dalam penentuan efektivitas inspeksi. Selain itu, data historis inspeksi terakhir komponen berupa parameter ketebalan komponen juga dibutuhkan dalam pengukuran *thinning* (pengurangan ketebalan) untuk mendapatkan nilai *damage factor* dan *remaining life assesment*. Pengukuran ketebalan komponen dilakukan dengan metode *Ultrasonic Testing* menggunakan alat *UT Thickness*. Merk alat *UT Thickness* yang digunakan adalah *Olympus 3DL Plus*.



Gambar 3. 2 Alat UT *Thickness, Olympus 3DL Plus*

3. Drawings

Drawings digunakan untuk mempelajari dan memahami bagian-bagian komponen serta dimensi komponen yang dilakukan penilaian RBI dan HAZOPS.

4. Data *Process Flow* Diagram (PFD) dan *Piping & Instrument Diagram* (P&ID)

Process Flow Diagram (PFD) dan *Piping & Instrument Diagram* (P&ID) digunakan untuk memahami susunan, struktur, dan arah aliran fluida pada sistem TEG *contactor*.

3.2.4 Penentuan Metode RBI

3.2.4.1 Perhitungan PoF

Berdasarkan API RP 581, perhitungan *Probability of Failure* (POF) bertujuan untuk mendapatkan nilai dari kemungkinan terjadinya kegagalan berdasarkan *generic failure frequency* (gff), *damage factor* (D_f), dan faktor sistem manajemen (F_{MS}). Pada TEG *Contactor* beberapa probabilitas *damage factor* yang harus dicegah, diantaranya:

1. Penipisan (*Thinning*)
2. *Stress Corrosion Cracking* (SCC)



3.2.4.2 Perhitungan CoF

Parameter-parameter yang dibutuhkan dalam penilaian *Consequence of Failure* (CoF) menurut API RP 581 adalah:

1. Menentukan fluida representatif
2. Menentukan frekuensi kebocoran komponen
3. Menghitung laju kebocoran secara teori
4. Menghitung massa penambahan dan massa yang tersedia
5. Menentukan durasi kebocoran secara teori dan tipe kebocoran (*Instantaneous* atau *Continuous Release*)
6. Menghitung laju dan massa kebocoran untuk analisa konsekuensi
7. Menghitung konsekuensi *flammable* dan *explosive*
8. Menentukan konsekuensi *toxic*
9. Menentukan konsekuensi *non-flammable* dan *non-toxic*
10. Menentukan matrix risiko

3.2.5 Penentuan Metode HAZOPS

Metode HAZOPS dilakukan untuk menilai kegagalan dan potensi bahaya dengan fokus sistem TEG *Contactors* selama proses produksi berlangsung. Terdapat dua standard yang digunakan dalam penentuan analisis bahaya dengan HAZOPS, yaitu pertama menggunakan BS IEC 16882 untuk paduan *guideword* dan deviasi, kedua menggunakan BS ISO 17776 untuk menentukan penilaian secara kualitatif dan tingkat bahaya. Hal yang dilakukan dalam studi HAZOP berdasarkan BS IEC 16882, diantaranya:

- i. Menentukan *node* pada sistem TEG *Contactors*
 - ii. Mengidentifikasi parameter perhitungan yang dibutuhkan untuk melakukan *scoring* HAZOPS, yaitu *guide word* dan deviasi sesuai BS IEC 16882
 - iii. Mengidentifikasi *Cause* atau dampak deviasi yang dapat menimbulkan potensi bahaya
 - iv. Menganalisis probabilitas dan konsekuensi proses sesuai dampak deviasi dengan nilai *risk rating*. Hasil analisis *risk*
-



rating HAZOPS berupa potensi bahaya komponen dengan tingkat *low*, *medium*, atau *high*.

- v. Mengidentifikasi *safeguard* yang tersedia di sekitar unit sistem
- vi. Menentukan *actions* yang perlu dilakukan untuk meminimalisasi kemungkinan potensi bahaya.

3.2.6 Penjadwalan Inspeksi

Dari hasil tingkat risiko yang diperoleh pada TEG Contactor 136-V-04, perlu diadakan analisis penjadwalan inspeksi menggunakan maksimal interval pengadaan inspeksi internal berdasarkan nilai minimum antara interval inspeksi sesuai dengan:

a. **Standard inspeksi komponen**

API 510: *Pressure Vessel Inspection Code* untuk komponen *pressure vessel Top shell dan Bottom shell* TEG Contactor dan API 570: *Piping Inspection Code* untuk komponen pipa *inlet wet gas*, pipa *outlet dry gas*, pipa *inlet lean glycol*, pipa *outlet rich glycol* terkait minimal *Remaining Life Assessment* (sisa umur pakai) dari peralatan tersebut.

b. **Perhitungan Remaining Lifetime**

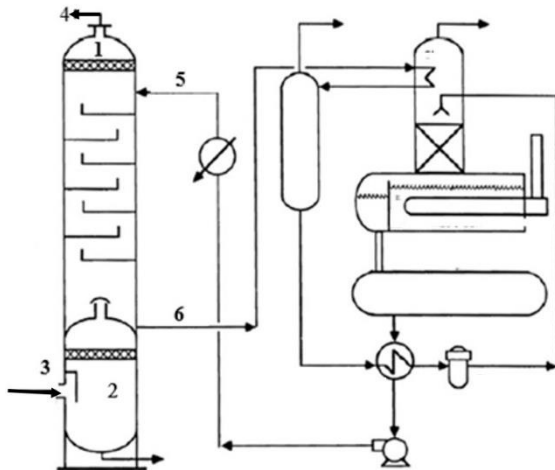
API 579: *Fitness for Service* menggunakan perhitungan nilai *Remaining Lifetime* dari keenam komponen.

Setelah itu dilakukan penentuan metode inspeksi yang sesuai dengan kerusakan pada peralatan.

BAB IV ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN

1.1 Data Umum dan Spesifikasi Komponen

Penentuan titik-titik *node* pada analisis *Risk-Based Inspection* (RBI) dan *Hazard and Operability Study* (HAZOPS) dilakukan berdasarkan gambar *Piping & Instrumentation Diagram* yang tertera pada Lampiran A untuk memfokuskan analisis risiko maupun bahaya pada setiap sub sistem pada proses produksi yang kritis di kilang pabrik minyak dan gas. Pemilihan kategori sub-sistem yang kritis tersebut diperoleh berdasarkan identifikasi parameter yang terkait dengan kompleksitas peralatan (jenis material dan kegagalan material), sistem pengoperasian komponen, kondisi lingkungan, serta data historis pada komponen. Jumlah *node* yang dianalisis dari penelitian ini adalah sebanyak 6 buah seperti yang tertera pada Gambar 4.1 dengan kriteria komponen pada Tabel 4.1 dan data operasional komponen pada Lampiran B.



Gambar 4. 1 Komponen Sistem TEG Contactor (Gas Processors Suppliers Association., 2004)



Tabel 4. 1 Jenis Komponen Analisis RBI dan HAZOPS

No.	Komponen	Fluida	Material
1.	<i>Top Shell TEG Contactor</i>	Metana 84,470%	SA 516 Gr 70
2.	<i>Bottom Shell TEG Contactor</i>	Tritilen glikol 96,300%	SA 516 Gr 70
3.	<i>Pipa Inlet Wet Gas</i>	Metana 84,179%	A 106 Gr B
4.	<i>Pipa Outlet Dry Gas</i>	Metana 84,470%	A 106 Gr B
5.	<i>Pipa Inlet Lean Glycol</i>	Trietilen glikol 91,550%	A 106 Gr B
6.	<i>Pipa Outlet Rich Glycol</i>	Trietilen glikol 96,300%	A 312 TP 316L

4.2 Analisis RBI Semi-Kuantitatif

Pada analisis ini telah digunakan metode inspeksi *Risk-Based Inspection* secara semi-kuantitatif menggunakan standard API RP 581 dan *Appendix B API RP 581: Workbook for Semi-Quantitative*. Pada standard tersebut, terdapat lima lembar kerja, yaitu *Part A* mengenai Analisis Konsekuensi Kegagalan, *Part B* mengenai Analisis Probabilitas Kegagalan, *Part C1* mengenai Konsekuensi Keterbakaran, *Part C2* mengenai Konsekuensi Racun, dan *Part D* mengenai Tingkat Risiko. Lima lembar kerja berikut akan membahas terkait nilai resiko melalui perhitungan probabilitas dan konsekuensi kegagalan pada sistem *TEG Contactor*.

Dalam menganalisis komponen yang berukuran besar diperlukan pembagian daerah penilaian komponen. Oleh karena itu, untuk menghasilkan nilai risiko yang akurat.

4.2.1 Worksheet A: *Consequence of Failure*

Penilaian *Consequence of Failure* (CoF) level 1 terdapat pada *Appendix B API 581 Worksheet A*. Fluida yang terdapat di dalam sistem *TEG Contactor* adalah fluida *sweet gas* yang termasuk ke fasa C_1 - C_2 dan fluida TEG (*Triethylene Glycol*) yang termasuk ke fasa EG (*Ethylene Glycol*). Dengan fluida-fluida tersebut, pertama dilakukan penentuan sifat fluida diantaranya *Molecular Weight* (MW), *Constant Pressure specific heat capacity*



(c_p), k , dan *Auto-Ignition Temperature* (AIT). Setelah itu, pada bagian 3. Annex API 581 dijelaskan bahwa terdapat 4 ukuran frekuensi kebocoran pada komponen *pressure vessel* seperti pada Tabel 4.2.

Tabel 4. 2 Frekuensi Kebocoran *Pressure Vessel*

Frekuensi Kebocoran	<i>Release hole diameter</i> d_n (in)	<i>Release hole area</i> A_n (in ²)
<i>Small</i>	$d_1 = 1/4 = 0.25$	$A_1 = 0.049$
<i>Medium</i>	$d_2 = 1$	$A_2 = 0.785$
<i>Large</i>	$d_3 = 4$	$A_3 = 12.566$
<i>Rupture</i>	$d_4 = 16$	$A_4 = 201.061$

Ketiga, dilakukan perhitungan laju kebocoran (W_n) pada fluida Metana (gas) dan TEG (likuid). Persamaan 4.1 merupakan perhitungan laju kebocoran (W_n) likuid TEG pada komponen *Bottom Shell TEG Contactor*:

$$W_n = C_d \cdot K_v \cdot n \cdot \rho_l \cdot \frac{A_n}{C_l} \sqrt{\frac{2 \cdot g_c \cdot (P_s - P_{atm})}{\rho_l}} \dots\dots\dots (4.1)$$
$$W_n = 0.61 \times 1 \times 69 \times \frac{0.049}{0.61} \sqrt{\frac{2 \times 32.2 \times (654.992 - 14.696)}{69}}$$
$$W_{n_{small}} = 4.209 \text{ lbs/sec}$$

Dalam perhitungan laju kebocoran fluida gas, perlu dilakukan perhitungan tekanan transisi (P_{trans}) untuk menentukan kebocoran gas berupa *sonic* atau *subsonic*. Nilai P_{trans} dan $P_{storage}$ pada komponen *Top Shell TEG Contactor* didapatkan berdasarkan persamaan 2.9. Jika nilai P_{trans} lebih kecil $P_{storage}$, maka sifat metana adalah *sonic*. Sedangkan apabila nilai P_{trans} lebih besar $P_{storage}$, maka sifat metana adalah *subsonic*. Untuk mencari P_{trans} dibutuhkan nilai rasio kapasitas panas pada gas ideal (k), dengan urutan kriteria



perhitungan pada persamaan 4.2 sampai persamaan 4.4 di bawah ini:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \dots\dots\dots(4.2)$$

$$C_p = 12.3 + (0.115 \times 35.4) + (-2.87 \times 10^{-5} \times 35.4^2) + (-1.30 \times 10^{-9} \times 35.4^3)$$

$$C_p = 16.335 \text{ Btu/lb} - ^\circ\text{R}$$

$$k = \frac{C_p}{C_p - R} \dots\dots\dots(4.3)$$

$$= \frac{-3.59 \times 10^8}{-3.59 \times 10^8 - 1.545}$$

$$= 1.040$$

$$P_{trans} = P_{atm} \left(\frac{k+1}{2} \right)^{\frac{k}{k-1}} \dots\dots\dots(4.4)$$

$$= 14.969 \text{ psi} \left(\frac{1+1}{2} \right)^{\frac{1}{1-1}}$$

$$= 25.175 \text{ psi}$$

Tabel 4. 3 Tekanan pada Sistem TEG *Contactor*

No.	Komponen	Jenis Fluida	P _{trans} (psi)	P _{storage} (psi)
1.	<i>Top Shell TEG Contactor</i>	Gas 75% Liquid 25%	25.175	654.992
2.	<i>Bottom Shell TEG Contactor</i>	Gas 63% Liquid 37%	25.175	654.992
3.	Pipa <i>Inlet</i> Gas	Gas (<i>sonic</i>)	25.167	642.518
4.	Pipa <i>Outlet</i> Gas	Gas (<i>sonic</i>)	25.168	642.518
5.	Pipa <i>Inlet</i> Glikol	Liquid	24.229	655.572
6.	Pipa <i>Outlet</i> Glikol	Liquid	24.229	655.572

Berdasarkan Tabel 4.3, tekanan transisi memiliki nilai yang lebih kecil dibandingkan tekanan *storage*. Maka, perhitungan laju kebocoran (W_n) gas metana didapatkan dari persamaan 2.11 dan hasil perhitungan laju kebocoran tertera pada Tabel 4.3 dengan perhitungan pada komponen *Top Shell TEG Contactor* seperti pada Persamaan 4.5.



$$\begin{aligned} W_n \text{ small} &= \frac{C_d}{C_2} \cdot A_n \cdot P_s \sqrt{\left(\frac{k \cdot MW \cdot g_c}{R \cdot T_s}\right) \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k+1}{k-1}}} \dots \dots \dots (4.5) \\ &= \frac{0.61}{1} \cdot 0.049 \cdot 654.992 \sqrt{\left(\frac{1 \times 23 \times 32.2}{R \cdot T_s}\right) \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k+1}{k-1}}} \\ &= 1.384 \text{ lbs/sec} \end{aligned}$$

Tabel 4. 4 Laju Kebocoran Sistem TEG Contactor

No.	Komponen	Laju Kebocoran / Wn (lbs/sec)				
		<i>Small</i>	<i>Medium</i>	<i>Large</i>	<i>Rupture</i>	$W_{\max 8}$
1.	<i>Top Shell TEG Contactor</i>	1.436	22.979	367.667	5,882.676	1,470.669
2.	<i>Bottom Shell TEG Contactor</i>	4.209	67.344	1,077.497	17,239.958	4,309.990
3.	<i>Pipa Inlet Wet Gas</i>	1.387	22.199	355.186	5,682.975	1,419.792
4.	<i>Pipa Outlet Dry Gas</i>	1.338	21.402	342.435	5,478.960	1,420.744
5.	<i>Pipa Inlet Lean Glycol</i>	4.211	67.374	1,077.985	17,247.767	4,311.942
6.	<i>Pipa Outlet Rich Glycol</i>	4.211	67.374	1,077.985	17,247.767	4,311.942

Langkah selanjutnya adalah menghitung jumlah massa pada komponen (m_{comp}) dan massa inventori TEG Contactor serta pipa-pipa penghubungnya melalui perhitungan volume fluida pada komponen terkait. Hasil perhitungan massa komponen dan massa inventori tertera pada Tabel 4.4. persamaan 4.6 dan persamaan 4.7 berikut ini menunjukkan perhitungan massa komponen dan massa inventori pada komponen *Top Shell TEG Contactor*:

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 \cdot L \dots \dots \dots (4.6)$$

$$V = \frac{1}{4} \pi (1,524)^2 \times 10.986$$

$$V = 20.040 \text{ m}^3$$



$$\text{Volume Likuid (V}_l) = 25\% \times 20.04 = 5.01 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Gas (V}_g) = 75\% \times 20.4 = 15.03 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{masscomp} &= (V_l \cdot \rho_l) + (V_g \cdot \rho_g) \dots\dots\dots(4.7) \\ &= \left(5.01 \text{ m}^3 \cdot 38.477 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) + \left(15.03 \text{ m}^3 \cdot 38.477 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) \\ &= 771.080 \text{ kg} \end{aligned}$$

Tabel 4. 5 Volume Fluida Sistem TEG Contactor

No.	Komponen	Volume Komponen (m ³)	Volume Likuid (m ³)	Volume Gas (m ³)
1.	<i>Top Shell TEG Contactor</i>	20.040	5.010	15.030
2.	<i>Bottom Shell TEG Contactor</i>	20.040	7.415	12.625
3.	Pipa <i>Inlet</i> Gas	1.117	0	1.117
4.	Pipa <i>Outlet</i> Gas	1.117	0	1.117
5.	Pipa <i>Inlet</i> Glikol	0.052	0.052	0
6.	Pipa <i>Outlet</i> Glikol	0.032	0.032	0

**Tabel 4. 6 Massa Komponen dan Massa Inventori Sistem
TEG Contactor**

No.	Komponen	Massa Komponen (kg)	Massa Inventori (kg)
1.	<i>Top Shell TEG Contactor</i>	771.080	9341.420
2.	<i>Bottom Shell TEG Contactor</i>	7901.800	9341.420
3.	Pipa <i>Inlet</i> Gas	41.647	4405.840
4.	Pipa <i>Outlet</i> Gas	41.852	9341.420
5.	Pipa <i>Inlet</i> Glikol	51.771	9341.420
6.	Pipa <i>Outlet</i> Glikol	32.271	9341.420

Langkah selanjutnya adalah menghitung jumlah massa penambahan pada komponen (mass_{add}) dengan laju kebocoran dikalikan standard durasi kebocoran menurut API 581 adalah selama 180 detik seperti pada contoh perhitungan komponen *Top Shell TEG Contactor* menggunakan persamaan 4.8 berikut:



$$\begin{aligned}\text{mass}_{\text{add, small}} &= 180 \cdot \min[W_n, W_{\text{max}8}] \dots \dots \dots (4.8) \\ &= 180 \cdot \min[(1.384; 1,417.469) \text{ lbs/sec}] \\ &= 249,164 \text{ lbs}\end{aligned}$$

Tabel 4. 7 Massa Penambahan pada Sistem TEG Contactor

Komponen	Mass additional on component / mass_{add} (lbs)			
	<i>Small</i>	<i>Medium</i>	<i>Large</i>	<i>Rupture</i>
1. <i>Top shell TEG contactor</i>	258.516	4,136.257	66,180.110	264,720.440
2. <i>Bottom shell TEG contactor</i>	757.615	12,121.846	193,949.530	775,798.122
3. <i>Pipa inlet wet gas</i>	249.573	3,993.166	63,890.651	255,562.605
4. <i>Pipa outlet dry gas</i>	249.740	3,995.842	63,933.470	255,733.881
5. <i>Pipa inlet lean glycol</i>	757.959	12,127.336	194,037.376	776,149.505
6. <i>Pipa outlet rich glycol</i>	757.959	12,127.336	194,037.376	776,149.505

Setelah itu, dilakukan perhitungan massa yang tersedia pada komponen ($\text{mass}_{\text{avail}}$) dengan pemilihan massa terkecil antara jumlah massa komponen dan massa penambahan pada komponen atau massa inventori. Contoh perhitungan $\text{mass}_{\text{avail}}$ pada *Top Shell TEG Contactor* ditunjukkan pada persamaan 4.9.

$$\begin{aligned}\text{mass}_{\text{avail}} &= \min[(\text{mass}_{\text{comp}} + \text{mass}_{\text{add, n}}), \text{mass}_{\text{inv}}] \dots \dots \dots (4.9) \\ &= \min[(1.699,927 + 249,164) \text{ lbs}, 20594 \text{ lbs}] \\ &= 1,949.092 \text{ lbs}\end{aligned}$$

Tabel 4. 8 Massa yang Tersedia Sistem TEG Contactor

Komponen	Mass available on component / $\text{mass}_{\text{avail}}$ (lbs)			
	<i>Small</i>	<i>Medium</i>	<i>Large</i>	<i>Rupture</i>
1. <i>Top Shell TEG Contactor</i>	1,958.443	5,836.184	20,594.095	20,594.095
2. <i>Bottom Shell TEG Contactor</i>	18,177.857	20,594.095	20,594.095	20,594.095



3. Pipa <i>Inlet Wet Gas</i>	341.338	4,084.980	9,713.115	9,713.115
4. Pipa <i>outlet dry gas</i>	342.006	4,088.108	9,713.115	9,713.115
5. Pipa <i>inlet lean glycol</i>	829.103	12,198.480	20,594.095	20,594.095
6. Pipa <i>outlet rich glycol</i>	829.103	12,198.481	20,594.095	20,594.095

Kemudian dilakukan pertimbangan tipe kebocoran berupa *continuous* dan *instantaneous*. Dalam menentukan tipe kebocoran di setiap lubang kebocoran, pertama perlu menghitung durasi yang dibutuhkan untuk mengeluarkan fluida seberat 10000 lbs. Setelah itu dilakukan penentuan tipe kebocoran tiap lubang, yaitu kebocoran bertipe *continuous* jika ukuran kebocoran sama dengan atau kurang dari 1/4 inci atau waktu yang dibutuhkan untuk mengeluarkan 10000 lbs fluida lebih dari 3 menit. Sedangkan tipe kebocoran berupa *instantaneous* membutuhkan waktu lebih dari 180 detik untuk mengeluarkan 10000 lbs fluida. Pada persamaan 4.10 ditunjukkan perhitungan durasi kebocoran secara teori pada komponen *Top Shell TEG Contactor* dengan frekuensi kebocoran *small*.

$$\begin{aligned}
 t_n &= \frac{C_3}{W_n} \dots\dots\dots(4.10) \\
 &= \frac{10000 \text{ lbs}}{1.436 \text{ lbs/sec}} \\
 &= 6,962.817 \text{ sec}
 \end{aligned}$$

Tabel 4. 9 Durasi Kebocoran pada Sistem TEG Contactor

Komponen	Durasi kebocoran komponen / t_n (sec)			
	<i>Small</i>	<i>Medium</i>	<i>Large</i>	<i>Rupture</i>
1. <i>Top shell TEG contactor</i>	6,962.817 (<i>Continuous</i>)	435.176 (<i>Continuous</i>)	27.199 (<i>Instantaneous</i>)	1.700 (<i>Instantaneous</i>)
2. <i>Bottom shell TEG contactor</i>	2,375.876 (<i>Continuous</i>)	148.492 (<i>Instantaneous</i>)	9.281 (<i>Instantaneous</i>)	0.580 (<i>Instantaneous</i>)



3. Pipa inlet wet gas	7,212.323 (Continuous)	450.770 (Continuous)	28.173 (Instantaneous)	1.761 (Instantaneous)
4. Pipa outlet dry gas	7,207.492 (Continuous)	450.468 (Continuous)	28.154 (Instantaneous)	1.760 (Instantaneous)
5. Pipa inlet lean glycol	2,374.800 (Continuous)	148.425 (Instantaneous)	9.277 (Instantaneous)	0.580 (Instantaneous)
6. Pipa outlet rich glycol	2,374.800 (Continuous)	148.425 (Instantaneous)	9.277 (Instantaneous)	0.580 (Instantaneous)

Lalu dilakukan pertimbangan kategori sistem deteksi dan sistem isolasi. Dalam kondisi lapangan, sistem deteksi komponen mengandalkan inspeksi visual dan kontrol melalui *pressure safety valve*, sedangkan sistem isolasi yang dimiliki adalah melalui operator yang dapat mengisolasi dan mematikan peralatan dari dalam *control room*. Berdasarkan Tabel 2.11, sistem deteksi dan sistem isolasi pada TEG *Contactor* dan pipa-pipa penghubungnya termasuk ke dalam kategori B, sehingga nilai $fact_{di}$ sebesar 0.15 dan *maximum leak duration* (ld_{max}) yang diperoleh, yaitu 40 menit pada frekuensi kebocoran ¼ inci, 30 menit pada frekuensi kebocoran 1 inci, 20 menit pada frekuensi kebocoran 4 inci, dan frekuensi kebocoran 16 inci (*rupture*) tidak memiliki nilai durasi kebocoran karena diasumsikan bahwa kebocoran terjadi seketika.

Tahap akhir penilaian konsekuensi kegagalan adalah dengan menghitung nilai $rate_n$ sesuai dengan Persamaan 2.15 maupun $mass_n$ pada Persamaan 2.16 untuk setiap ukuran lubang kebocoran keenam komponen. Perhitungan $rate_n$ membutuhkan parameter laju kebocoran dan $fact_{di}$ berdasarkan sistem isolasi dan deteksi, sedangkan perhitungan $mass_n$ adalah hasil nilai terkecil antara *release rate* ($rate_n$) dan durasi kebocoran (ld_n) menurut sistem isolasi dan deteksi sesuai standard API 581 atau massa yang



tersedia ($mass_{avail}$). Menurut persamaan tersebut, berikut ini adalah perhitungan $rate_n$ dan $mass_n$ pada komponen *Top Shell* TEG *Contactor* menggunakan persamaan 4.11 sampai 4.13.

$$\begin{aligned} \text{a). Release rate: } \quad ratesmall &= W_n(1 - factdi) \dots\dots\dots(4.11) \\ &= 1.436 (1 - 0,15) \\ &= 1.221 \text{ lbs/sec} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{b). Mass rate: } \quad ld_n &= \min\left\{\left\{\frac{mass_{avail}}{raten}\right\}, \{60. ld_{max, n}\}\right\} \dots\dots\dots(4.12) \\ &= \min\left\{\left\{\frac{1,958.443 \text{ lbs}}{1.221 \text{ lbs/sec}}\right\}\{60.40 \text{ minutes}\}\right\} \\ &= \min[1,604.269 \text{ sec} , 2400 \text{ sec}] \\ &= 1,68.371 \text{ sec} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} mass_{small} &= \min\{raten. ld_n, mass_{avail, small} \} \dots\dots\dots(4.13) \\ &= \min\left\{\left\{1.221 \frac{\text{lbs}}{\text{sec}} \cdot 1,604.269 \text{ sec}\right\}, 1,958,443 \text{ lbs}\right\} \\ &= 1,958.443 \text{ lbs} \end{aligned}$$

Tabel 4. 10 Laju dan Massa Kebocoran *Top Shell* TEG *Contactor*

No.	Frekuensi Kebocoran	Tipe Kebocoran	$rate_n$ (lbs/s)	$mass_n$ (lbs)
1	<i>Small</i>	<i>Continuous</i>	1.221	1,958.443
2	<i>Medium</i>	<i>Continuous</i>	19.532	5,836.184
3	<i>Large</i>	<i>Instantaneous</i>	312.517	20,594.094
4	<i>Rupture</i>	<i>Instantaneous</i>	5,000.275	20,594.094

Tabel 4. 11 Laju dan Massa Kebocoran *Bottom Shell* TEG *Contactor*

No.	Frekuensi Kebocoran	Tipe Kebocoran	$rate_n$ (lb/s)	$mass_n$ (lbs)
1	<i>Small</i>	<i>Continuous</i>	3.578	8,586.307
2	<i>Medium</i>	<i>Instantaneous</i>	57.242	20,594.094
3	<i>Large</i>	<i>Instantaneous</i>	915.873	20,594.094
4	<i>Rupture</i>	<i>Instantaneous</i>	14,653.965	20,594.094



Tabel 4. 12 Laju dan Massa Kebocoran Pipa *Inlet Wet Gas*

No.	Frekuensi Kebocoran	Tipe Kebocoran	rate _n (lb/s)	mass _n (lbs)
1	<i>Small</i>	<i>Continuous</i>	1.179	290.179
2	<i>Medium</i>	<i>Continuous</i>	18.857	3,472.233
3	<i>Large</i>	<i>Instantaneous</i>	301.706	8,256.148
4	<i>Rupture</i>	<i>Instantaneous</i>	4,827.294	8,256.148

Tabel 4. 13 Laju dan Massa Kebocoran Pipa *Outlet Dry Gas*

No.	Frekuensi Kebocoran	Tipe Kebocoran	rate _n (lb/s)	mass _n (lbs)
1	<i>Small</i>	<i>Continuous</i>	1.179	290.705
2	<i>Medium</i>	<i>Continuous</i>	18.869	3,474.392
3	<i>Large</i>	<i>Instantaneous</i>	301.908	8,256.148
4	<i>Rupture</i>	<i>Instantaneous</i>	4,830.529	8,256.148

Tabel 4. 14 Laju dan Massa Kebocoran Pipa *Inlet Lean Glycol*

No.	Frekuensi Kebocoran	Tipe Kebocoran	rate _n (lb/s)	mass _n (lbs)
1	<i>Small</i>	<i>Continuous</i>	3.579	829.103
2	<i>Medium</i>	<i>Instantaneous</i>	57.268	12.198.480
3	<i>Large</i>	<i>Instantaneous</i>	916.288	20,594.094
4	<i>Rupture</i>	<i>Instantaneous</i>	14,660.602	20,594.094

Tabel 4. 15 Laju dan Massa Kebocoran Pipa *Outlet Rich Glycol*

No.	Frekuensi Kebocoran	Tipe Kebocoran	rate _n (lb/s)	mass _n (lbs)
1	<i>Small</i>	<i>Continuous</i>	3.579	829.103
2	<i>Medium</i>	<i>Instantaneous</i>	57.268	12,198.481
3	<i>Large</i>	<i>Instantaneous</i>	916.288	20,594.094
4	<i>Rupture</i>	<i>Instantaneous</i>	14,660.602	20,594.094

4.2.2 Worksheet B: Probability of Failure

Dalam penentuan *Probability of Failure* (PoF) suatu komponen, diperlukan perhitungan *generic failure frequency* (gff), *Damage Factor* (Df), dan *Factor Management System* (F_{MS}). Pada umumnya, kerusakan yang terjadi pada komponen selama proses



produksi adalah *thinning* yang diakibatkan oleh fluida yang mengalir pada komponen terkait sehingga menyebabkan korosi erosi ataupun korosi merata, *stress corrosion cracking* akibat fluida pada pipa masuk gas yang masih mengandung sedikit fluida H_2S .

Tabel 4. 16 Damage Factor Sistem TEG Contactor

No.	Komponen	Damage Factor (Df)
1.	<i>Top Shell TEG Contactor</i>	<i>Thinning</i> (Df_{thin})
2.	<i>Bottom Shell TEG Contactor</i>	<i>Thinning</i> (Df_{thin})
3.	Pipa <i>Inlet Wet Gas</i>	<i>Thinning</i> (Df_{thin}), SCC H_2S (Df_{scc})
4.	Pipa <i>Outlet Dry Gas</i>	<i>Thinning</i> (Df_{thin})
5.	Pipa <i>Inlet Lean Glycol</i>	<i>Thinning</i> (Df_{thin})
6.	Pipa <i>Outlet Rich Glycol</i>	<i>Thinning</i> (Df_{thin})

Tahapan perhitungan *damage factor thinning* (Df_{thin}) yaitu pertama dengan mengukur laju korosi komponen-komponen pada sistem TEG Contactor. Laju korosi merupakan nilai selisih antara tebal dinding komponen saat instalasi awal (t_{nom}) dan tebal dinding komponen inspeksi terakhir (t_{rd}) dibagi dengan tahun pemakaian komponen. Tebal dinding komponen inspeksi terakhir (t_{rd}) diukur dengan alat *Ultrasonic* (UT) *Thickness*. Berdasarkan persamaan 4.14 di bawah ini merupakan perhitungan laju korosi pada komponen *Top Shell TEG Contactor*:

$$\begin{aligned}
 \text{Corrosion Rate} &= \frac{t_{nom} - t_{rd}}{\text{years of component}} \dots\dots\dots (4.14) \\
 &= \frac{(45 - 44.45)\text{mm}}{11 \text{ years}} \\
 &= 0.094 \text{ mm/year} \\
 &= 0.004 \text{ inch/year}
 \end{aligned}$$

Kemudian dilakukan perhitungan faktor kerusakan (Art) menggunakan persamaan 4.15 dengan perhitungan pada komponen *Top Shell TEG Contactor* seperti persamaan 4.16.

$$\text{Art} = \left[\max \left(1 - \frac{t_{rd} - C_{r,bm} \cdot \text{age}}{t_{min} + CA} \right), 0.0 \right] \dots\dots\dots (4.15)$$



$$\begin{aligned} &= \left[\max \left(1 - \frac{0.898 - ((0.004) \cdot (11))}{0.385 + 0.118}, 0.0 \right) \right] \\ &= [\max (-0.785), 0] \\ &= 0 \\ D_{fB}^{\text{thin}} &= 1 \end{aligned}$$

Kemudian dilakukan perhitungan *Damage Factor Thinning* (D_f^{thin}) berdasarkan nilai Art yang disesuaikan dengan Tabel 2.4, sehingga D_{fB}^{thin} bernilai 1. Nilai *Damage factor thinning* memerlukan perhitungan *damage factor thinning adjust* yang dipertimbangkan dengan *Factor On-Line Monitoring* (F_{OM}) pada komponen sesuai dengan API 581. Nilai F_{OM} adalah 1 karena D_{fB}^{thin} sebelumnya bernilai 1. Selain itu, F_{IP} dan F_{DL} juga bernilai 1 karena tidak terdapat titik injeksi pada sistem TEG *Contactor*. Nilai F_{WD} , F_{AM} , dan F_{SM} tidak digunakan pada perhitungan dikarenakan nilai tersebut hanya diperuntukkan pada *atmospheric storage tank*. Perhitungan *total damage factor thinning* pada pipa *inlet wet gas* terdapat pada Persamaan 4.16.

$$\begin{aligned} D_f^{\text{thin}} &= \frac{D_{fB}^{\text{thin}} \cdot F_{IP} \cdot F_{DL} \cdot F_{WD} \cdot F_{AM} \cdot F_{SM}}{F_{OM}} \dots \dots \dots (4.16) \\ &= \frac{(1) \cdot (1) \cdot (1) \cdot (N/A) \cdot (N/A) \cdot (N/A)}{1} \\ &= 1 \end{aligned}$$

Selanjutnya untuk perhitungan *damage factor stress corrosion cracking* ditunjukkan pada persamaan 4.17 untuk komponen pipa *inlet wet gas* berikut ini:

$$\begin{aligned} D_{fH_2S} &= D_{fH_2S} (\text{age})^{1.1} \dots \dots \dots (4.17) \\ &= 1 (11)^{1.1} \\ &= 13.98 \end{aligned}$$

Pada analisis RBI pada sistem TEG *Contactor* yang dilakukan, nilai faktor sistem manajemen (F_{MS}) diasumsikan memiliki *Pscore* senilai 50%, sehingga didapatkan nilai F_{MS}



sebesar 1. Berdasarkan data *damage factor thinning* dan *SSC*, nilai *Probability of Failure* (PoF) pada sistem TEG *Contactor* ditunjukkan pada persamaan 4.18 untuk komponen pipa *inlet wet gas* dan Tabel 4.20 untuk keenam komponen.

$$\begin{aligned} D_{f_{\text{total}}} &= \max(D_f^{\text{thin}}, D_f^{\text{extd}}) + D_f^{\text{SSC}} + D_f^{\text{htha}} + D_f^{\text{brit}} + D_f^{\text{mfat}} \dots (4.18) \\ &= D_f^{\text{thin}} + D_f^{\text{SSC}} + N/A + N/A + N/A \\ &= 1 + 13.98 + 0 + 0 + 0 \\ &= 14.98 \end{aligned}$$

Tabel 4. 17 Nilai PoF Sistem TEG *Contactor*

No.	Komponen	$D_{f_{\text{thin}}}$	$D_{f_{\text{SSC}}}$	$D_{f_{\text{total}}}$	$Pf[t](\text{failures/year})$ (10^{-5})
1.	<i>Top Shell TEG Contactor</i>	1	0	1	3.060
2.	<i>Bottom Shell TEG Contactor</i>	1	0	1	3.060
3.	<i>Pipa Inlet Wet Gas</i>	1	13.981	13.981	45.800
4.	<i>Pipa Outlet Dry Gas</i>	1	0	1	3.060
5.	<i>Pipa Inlet Lean Glycol</i>	1	0	1	3.060
6.	<i>Pipa Outlet Rich Glycol</i>	1	0	1	3.060

4.2.3 *Worksheet C1: Konsekuensi Flammable and Explosive*

Konstanta perhitungan konsekuensi keterbakaran dan ledakan diperoleh berdasarkan sifat fluida yang dihasilkan dari perhitungan *Worksheet A*: konsekuensi kegagalan, yaitu berupa laju frekuensi kebocoran ($rate_n$) dan massa kebocoran ($mass_n$). Dalam melakukan penilaian konsekuensi keterbakaran dan ledakan, pertama adalah menentukan faktor reduksi mitigasi ($fact_{\text{mit}}$) pada area konsekuensi. Nilai dari faktor reduksi mitigasi area konsekuensi terdapat pada Tabel 2.13. Berdasarkan tabel tersebut, factor mitigasi pada sistem TEG *Contactor* termasuk ke dalam kategori “*inventory blowdown*” karena sistem ini memiliki



alat *pressure safety valve* yang berfungsi untuk mengontrol tekanan yang bekerja pada alat selama proses produksi berlangsung agar sistem TEG *Contactor* tetap beroperasi pada jangkauan tekanan operasinya. *Inventory blowdown* bekerja jika tekanan operasi gas berlebih atau komponen mengalami *trouble* maupun kebocoran, sistem *blowdown* tersebut akan mengalirkan gas menuju *flare* untuk langsung dibakar secara aman agar tidak mencemari udara atau lingkungan sekitar pabrik. Selain itu menurut sistem isolasi yang telah diuraikan sebelumnya didapatkan bahwa sistem isolasi alat ini. termasuk kategori B. Dengan demikian didapatkan bahwa nilai $fact_{mit}$ sistem TEG *Contactor* berdasarkan Tabel 2.13 adalah sebesar 0,25. Selanjutnya, dilakukan perhitungan faktor efisiensi energi ($eneff_n$) pada masing-masing frekuensi kebocoran dengan menggunakan Persamaan 2.22. Hasil perhitungan $eneff_n$ tertera pada Tabel 4.21 dengan perhitungan pada frekuensi kebocoran berukuran *small* pada komponen *Top Shell TEG Contactor* sesuai persamaan 4.20.

$$\begin{aligned} eneff_{small} &= 4\log_{10}[C2. mass_n] - 15 \dots \dots \dots (4.20) \\ &= 4\log_{10}[1.1,958.443] - 15 \\ &= 2.168 \end{aligned}$$

Tabel 4. 18 Faktor Efisiensi Sistem TEG Contactor

No.	Komponen	Faktor efisiensi / $eneff_n$			
		<i>Small</i>	<i>Medium</i>	<i>Large</i>	<i>Rupture</i>
1.	<i>Top Shell TEG Contactor</i>	2.168	4.065	6.255	6.255
2.	<i>Bottom Shell TEG Contactor</i>	4.735	6.255	6.255	6.255
3.	<i>Pipa Inlet Wet Gas</i>	1.149	3.162	4.667	4.667
4.	<i>Pipa Outlet Dry Gas</i>	1.146	3.164	4.667	4.667
5.	<i>Pipa Inlet Lean Glycol</i>	0.674	5.345	6.255	6.255
6.	<i>Pipa Outlet Rich Glycol</i>	0.674	5.345	6.255	6.255



Tahapan selanjutnya adalah menentukan tipe fluida. Tipe fluida ini didapatkan dari Tabel 2.6. Berdasarkan tabel tersebut, tipe fluida untuk fluida C₁-C₂ adalah Tipe 0 dan untuk fluida EG adalah Tipe 1. Kemudian untuk setiap ukuran lubang kebocoran dihitung area konsekuensi kerusakan komponen serta cedera personil untuk kondisi *Auto-Ignition Not Likely, Continuous Release (AINL-CONT)*, *Auto-Ignition Likely, Continuous Release (AIL-CONT)*, *Auto-Ignition Not Likely, Instantaneous Release (AINL-INST)*, dan *Auto-Ignition Likely, Instantaneous Release (AIL-INST)*. Pada perhitungannya terdapat konstanta a dan b yang diambil dari Tabel 2.15. Perhitungan area konsekuensi kerusakan komponen dan cedera personil terbagi menjadi:

a) Area Konsekuensi Kerusakan Komponen:

Area Konsekuensi Kerusakan Komponen (*Component Damage*) dengan kondisi *Auto Ignition Not Likely (AINL)* pada kebocoran fluida gas Metana Tipe 0 dan likuid glikol Tipe 1 yang bersifat *continuous* ($CA_{AINL-CONT.cmd,n}$) ataupun *Instantaneous* ($CA_{AINL-INST.cmd,n}$) serta laju kebocoran efektif dinilai menggunakan persamaan 2.23 dan 2.24 untuk fluida gas tipe 0 dan likuid tipe 1 kebocoran *continuous*, sedangkan persamaan 2.27 dan 2.28 digunakan untuk kebocoran *instantaneous*. Untuk area konsekuensi kerusakan komponen dengan kondisi *Auto Ignition Likely (AIL)* pada kebocoran fluida Metana Tipe 0 dan likuid glikol Tipe 1 *continuous* ($CA_{AIL-CONT.cmd,n}$) dan *instantaneous* ($CA_{AIL-CONT.inj,n}$) serta laju kebocoran efektif terdapat Persamaan 2.29 dan Persamaan 2.30. Hasil perhitungan area konsekuensi kebocoran *continuous* berdasarkan kerusakan komponen tertera pada Tabel 4.22 hingga Tabel 4.27 untuk keenam komponen dengan rumus perhitungan pada frekuensi kebocoran *small top shell* TEG *Contact*or seperti pada Persamaan 4.21 untuk kebocoran



continuous. Sedangkan untuk perhitungan area konsekuensi kebocoran *instantaneous* tertera pada Tabel 2.28 sampai Tabel 2.33 dan Persamaan 4.22 untuk kebocoran *instantaneous*.

$$\begin{aligned} CA_{cmd,n}^{AINL-CONT} &= a(rate_n)^b \cdot (1 - fact_{mit}) \dots \dots \dots (4.21) \\ &= 43(1.221)^{0.98} \cdot (1 - 0.25) \\ &= 39.213 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} CA_{cmd,n}^{AINL-INST} &= a(mass_n)^b \cdot \left(\frac{1 - fact_{mit}}{eneff_n} \right) \dots \dots \dots (4.22) \\ &= 43(1,958.443)^{0.98} \cdot (1 - 0.25) \\ &= 789.224 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Tabel 4. 19 Area Konsekuensi *Continuous* pada Kerusakan Komponen *Top Shell TEG Contactor*

Frekuensi Kebocoran	$effrate_n^{AINL/AIL-CONT}$	$CA_{cmd,n}^{AINL-CONT}$ (ft ²)	$CA_{cmd,n}^{AIL-CONT}$ (ft ²)
<i>Small (cont)</i>	1.221	39.213	253.817
<i>Medium (cont)</i>	19.523	593.565	3,535.375
<i>Large (inst)</i>	312.517	8,984.753	49,243.567
<i>Rupture (inst)</i>	5,000.275	136,001.510	685,904.241

Tabel 4. 20 Area Konsekuensi *Continuous* pada Kerusakan Komponen *Bottom Shell TEG Contactor*

Frekuensi Kebocoran	$effrate_n^{AINL/AIL-CONT}$	$CA_{cmd,n}^{AINL-CONT}$ (ft ²)	$CA_{cmd,n}^{AIL-CONT}$ (ft ²)
<i>Small (cont)</i>	3.578	289.788	0
<i>Medium (cont)</i>	57.242	4,636.606	0
<i>Large (inst)</i>	915.873	74,185.695	0
<i>Rupture (inst)</i>	14,653.965	1,186,971.126	0



**Tabel 4. 21 Area Konsekuensi *Continuous* Kerusakan
Komponen Pipa *Inlet Wet Gas***

Frekuensi Kebocoran	$\text{effrate}_n^{\text{AINL/AIL-CONT}}$	$\text{CA}_{\text{cmd},n}^{\text{AINL-CONT}}$ (ft ²)	$\text{CA}_{\text{cmd},n}^{\text{AIL-CONT}}$ (ft ²)
<i>Small (cont)</i>	1.179	37.883	245.469
<i>Medium (cont)</i>	18.857	573.435	3,419.085
<i>Large (inst)</i>	301.706	8,680.041	47,623.778
<i>Rupture (inst)</i>	4,827.294	131,389.108	663,342.507

**Tabel 4. 22 Area Konsekuensi *Continuous* pada Kerusakan
Komponen Pipa *Outlet Dry Gas***

Frekuensi Kebocoran	$\text{effrate}_n^{\text{AINL/AIL-CONT}}$	$\text{CA}_{\text{cmd},n}^{\text{AINL-CONT}}$ (ft ²)	$\text{CA}_{\text{cmd},n}^{\text{AIL-CONT}}$ (ft ²)
<i>Small (cont)</i>	1.179	37.908	245.625
<i>Medium (cont)</i>	18.869	573.812	3,421.262
<i>Large (Sinst)</i>	301.908	8,685.742	47,654.099
<i>Rupture (inst)</i>	4,830.529	131,475.402	663,764.838

**Tabel 4. 23 Area Konsekuensi *Continuous* pada Kerusakan
Komponen Pipa *Inlet Lean Glycol***

Frekuensi Kebocoran	$\text{effrate}_n^{\text{AINL/AIL-CONT}}$	$\text{CA}_{\text{cmd},n}^{\text{AINL-CONT}}$ (ft ²)	$\text{CA}_{\text{cmd},n}^{\text{AIL-CONT}}$ (ft ²)
<i>Small (cont)</i>	3.579	289.919	0
<i>Medium (cont)</i>	57.268	4,638.706	0
<i>Large (Sinst)</i>	916.288	74,219.296	0
<i>Rupture (inst)</i>	14,660.602	1,187,508.743	0

**Tabel 4. 24 Area Konsekuensi *Continuous* pada Kerusakan
Komponen Pipa *Outlet Rich Glycol***

Frekuensi Kebocoran	$\text{effrate}_n^{\text{AINL/AIL-CONT}}$	$\text{CA}_{\text{cmd},n}^{\text{AINL-CONT}}$ (ft ²)	$\text{CA}_{\text{cmd},n}^{\text{AIL-CONT}}$ (ft ²)
<i>Small (cont)</i>	3.579	289.919	0
<i>Medium (cont)</i>	57.268	4,638.706	0
<i>Large (Sinst)</i>	916.228	74,219.296	0
<i>Rupture (inst)</i>	14,660.602	1,187,508.743	0



**Tabel 4. 25 Area Konsekuensi *Instantaneous* Kerusakan
Komponen *Top Shell* TEG Contactor**

Frekuensi Kebocoran	$\text{effrate}_n^{\text{AINL/AIL-CONT}}$	$\text{CA}_{\text{cmd},n}^{\text{AINL-CONT}}$ (ft ²)	$\text{CA}_{\text{cmd},n}^{\text{AIL-CONT}}$ (ft ²)
<i>Small (cont)</i>	1,958.443	789.224	88,933.943
<i>Medium (cont)</i>	5,836.184	1,640.331	175,017.987
<i>Large (inst)</i>	20,594.095	3,817.925	61,147.386
<i>Rupture (inst)</i>	20,594.095	3,817.925	61,147.386

**Tabel 4. 26 Area Konsekuensi *Instantaneous* Kerusakan
Komponen *Bottom Shell* TEG Contactor**

Frekuensi Kebocoran	$\text{effrate}_n^{\text{AINL/AIL-CONT}}$	$\text{CA}_{\text{cmd},n}^{\text{AINL-CONT}}$ (ft ²)	$\text{CA}_{\text{cmd},n}^{\text{AIL-CONT}}$ (ft ²)
<i>Small (cont)</i>	8,586.307	71,038.126	0
<i>Medium (cont)</i>	20,594.095	170,383.592	0
<i>Large (inst)</i>	20,594.095	170,383.592	0
<i>Rupture (inst)</i>	20,594.095	170,383.592	0

**Tabel 4. 27 Area Konsekuensi *Instantaneous* Kerusakan
Komponen *Pipa Inlet Wet Gas***

Frekuensi Kebocoran	$\text{effrate}_n^{\text{AINL/AIL-CONT}}$	$\text{CA}_{\text{cmd},n}^{\text{AINL-CONT}}$ (ft ²)	$\text{CA}_{\text{cmd},n}^{\text{AIL-CONT}}$ (ft ²)
<i>Small (cont)</i>	290.179	294.296	245.469
<i>Medium (cont)</i>	3,472.233	1,552.405	3,419.085
<i>Large (inst)</i>	8,256.148	2,773.563	47,623.778
<i>Rupture (inst)</i>	8,256.148	2,773.563	663,342.507

**Tabel 4. 28 Area Konsekuensi *Instantaneous* Kerusakan
Komponen *Pipa Outlet Dry Gas***

Frekuensi Kebocoran	$\text{effrate}_n^{\text{AINL/AIL-CONT}}$	$\text{CA}_{\text{cmd},n}^{\text{AINL-CONT}}$ (ft ²)	$\text{CA}_{\text{cmd},n}^{\text{AIL-CONT}}$ (ft ²)
<i>Small (cont)</i>	294.653	294.296	27,253.575
<i>Medium (cont)</i>	1,553.201	1,552.405	126,901.367
<i>Large (Sinst)</i>	2,773.563	2,773.563	46,498.261
<i>Rupture (inst)</i>	2,773.563	2,773.563	46,498.261



**Tabel 4. 29 Area Konsekuensi *Instantaneous* Kerusakan
Komponen Pipa *Inlet Lean Glycol***

Frekuensi Kebocoran	$\text{effrate}_n^{\text{AINL/AIL-CONT}}$	$\text{CA}_{\text{cmd},n}^{\text{AINL-CONT}}$ (ft ²)	$\text{CA}_{\text{cmd},n}^{\text{AIL-CONT}}$ (ft ²)
<i>Small (cont)</i>	829.103	6,859.515	0
<i>Medium (cont)</i>	12,198.480	100,923.149	0
<i>Large (Sinst)</i>	20,594.095	170,383.592	0
<i>Rupture (inst)</i>	20,594.095	170,383.592	0

**Tabel 4. 30 Area Konsekuensi *Instantaneous* Kerusakan
Komponen Pipa *Outlet Rich Glycol***

Frekuensi Kebocoran	$\text{effrate}_n^{\text{AINL/AIL-CONT}}$	$\text{CA}_{\text{cmd},n}^{\text{AINL-CONT}}$ (ft ²)	$\text{CA}_{\text{cmd},n}^{\text{AIL-CONT}}$ (ft ²)
<i>Small (cont)</i>	829.103	6,859.515	0
<i>Medium (cont)</i>	12,198.480	100,923.149	0
<i>Large (Sinst)</i>	20,594.095	170,383.592	0
<i>Rupture (inst)</i>	20,594.095	170,383.592	0

b) Area Konsekuensi Cidera Personil:

Area Konsekuensi Cidera Personil (*Personel Injury*) dengan kondisi *Auto Ignition Not Likely* dengan kebocoran *Continuous* dan *Instantaneous*, $\text{CA}_{\text{AINL-CONT/INST.inj},n}$ dan $\text{CA}_{\text{AIL-CONT/INST.inj},n}$ dan laju kebocoran efektif dinilai menggunakan Persamaan 2.29 dan 2.30. Hasil perhitungan keenam komponen disajikan pada Tabel 4.34 hingga Tabel 4.39 dengan kebocoran *continuous* dan Tabel 4.40 hingga Tabel 4.45 kebocoran *instantaneous*. Perhitungan kebocoran *continuous* ditunjukkan pada persamaan 4.23 untuk komponen *top shell TEG contactor*.

$$\begin{aligned}
 \text{CA}_{\text{inj},n}^{\text{AINL-CONT}} &= [a. (\text{effrate}_n^{\text{AINL-CONT}})^b] \cdot (1 - \text{fact}_{\text{mit}}) \dots (4.23) \\
 &= [108(1.221)^1] \cdot (1 - 0.25) \\
 &= 99.913 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$



Tabel 4. 31 Area Konsekuensi *Continuous* Cidera Personil *Top Shell* TEG Contactor

Frekuensi Kebocoran	$CA_{inj,n}^{AINL} (ft^2)$	$CA_{inj,n}^{AIL} (ft^2)$
<i>Small (cont)</i>	99.913	671.306
<i>Medium (cont)</i>	1,430.796	1,629,506.926
<i>Large (inst)</i>	20,489.573	194,024.053
<i>Rupture (inst)</i>	293,418.897	194,024.053

Tabel 4. 32 Area Konsekuensi *Continuous* Cidera Personil *Bottom Shell* TEG Contactor

Frekuensi Kebocoran	$CA_{inj,n}^{AINL} (ft^2)$	$CA_{cmd,n}^{AIL} (ft^2)$
<i>Small (cont)</i>	737.255	0
<i>Medium (cont)</i>	8,203.478	0
<i>Large (inst)</i>	91,280.561	0
<i>Rupture (inst)</i>	1,015,683.892	0

Tabel 4. 33 Area Konsekuensi *Continuous* Cidera Personil Pipa *Inlet Wet Gas*

Frekuensi Kebocoran	$CA_{cmd,n}^{AINL} (ft^2)$	$CA_{cmd,n}^{AIL} (ft^2)$
<i>Small (cont)</i>	96.593	649.911
<i>Medium (cont)</i>	1,383.245	1,010,596.368
<i>Large (inst)</i>	19,808.625	146,199.111
<i>Rupture (inst)</i>	283,667.459	146,199.111

Tabel 4. 34 Area Konsekuensi *Continuous* Cidera Personil Pipa *Outlet Dry Gas*

Frekuensi Kebocoran	$CA_{cmd,n}^{AINL} (ft^2)$	$CA_{cmd,n}^{AIL} (ft^2)$
<i>Small (cont)</i>	96.655	650.312
<i>Medium (cont)</i>	1,384.135	1,011,308.163
<i>Large (inst)</i>	19,821.370	146,199.111
<i>Rupture (inst)</i>	283,849.964	146,199.111



**Tabel 4. 35 Area Konsekuensi *Continuous* Cidera Personil Pipa Inlet
*Lean Glycol***

Frekuensi Kebocoran	$CA_{cmd,n}^{AINL} (ft^2)$	$CA_{cmd,n}^{AIL} (ft^2)$
<i>Small (cont)</i>	737.545	0
<i>Medium (inst)</i>	8,206.707	0
<i>Large (inst)</i>	91,316.488	0
<i>Rupture (inst)</i>	1,016,083.651	0

**Tabel 4. 36 Area Konsekuensi *Continuous* Cidera Personil Pipa Outlet
*Rich Glycol***

Frekuensi Kebocoran	$CA_{cmd,n}^{AINL} (ft^2)$	$CA_{cmd,n}^{AIL} (ft^2)$
<i>Small (cont)</i>	737.545	0
<i>Medium (inst)</i>	8,206.707	0
<i>Large (inst)</i>	91,316.488	0
<i>Rupture (inst)</i>	1,016,083.651	0

**Tabel 4. 37 Area Konsekuensi *Instantaneous* Cidera Personil Top
*Shell TEG Contactor***

Frekuensi Kebocoran	$CA_{inj,n}^{AINL} (ft^2)$	$CA_{inj,n}^{AIL} (ft^2)$
<i>Small (cont)</i>	31.824,622	127,156.605
<i>Medium (cont)</i>	27,708.872	134,919.707
<i>Large (inst)</i>	31,712.187	194,024.053
<i>Rupture (inst)</i>	31,712.187	194,024.053

**Tabel 4. 38 Area Konsekuensi *Instantaneous* Cidera Personil Bottom
*Shell TEG Contactor***

Frekuensi Kebocoran	$CA_{inj,n}^{AINL} (ft^2)$	$CA_{cmd,n}^{AIL} (ft^2)$
<i>Small (cont)</i>	866.191	0
<i>Medium (cont)</i>	1,469.028	0
<i>Large (inst)</i>	1,469.028	0
<i>Rupture (inst)</i>	1,469.028	0



Tabel 4. 39 Area Konsekuensi *Instantaneous* Cidera Personil Pipa Inlet Wet Gas

Frekuensi Kebocoran	$CA_{cmd,n}^{AINL} (ft^2)$	$CA_{cmd,n}^{AIL} (ft^2)$
<i>Small (cont)</i>	30,993.188	72,020.643
<i>Medium (cont)</i>	34,322.490	125,021.549
<i>Large (inst)</i>	34,309.511	146,199.111
<i>Rupture (inst)</i>	34,309.511	146,199.111

Tabel 4. 40 Area Konsekuensi *Instantaneous* Cidera Personil Pipa Outlet Dry Gas

Frekuensi Kebocoran	$CA_{cmd,n}^{AINL} (ft^2)$	$CA_{cmd,n}^{AIL} (ft^2)$
<i>Small (cont)</i>	31,103.485	72,300.644
<i>Medium (cont)</i>	34,319.856	125,029.280
<i>Large (inst)</i>	34,309.511	146,199.111
<i>Rupture (inst)</i>	34,309.511	146,199.111

Tabel 4. 41 Area Konsekuensi *Instantaneous* Cidera Personil Pipa Inlet Lean Glycol

Frekuensi Kebocoran	$CA_{cmd,n}^{AINL} (ft^2)$	$CA_{cmd,n}^{AIL} (ft^2)$
<i>Small (cont)</i>	704.697	0
<i>Medium (inst)</i>	1,060.701	0
<i>Large (inst)</i>	1,469.028	0
<i>Rupture (inst)</i>	1,469.028	0

Tabel 4. 42 Area Konsekuensi *Instantaneous* Cidera Personil Pipa Outlet Rich Glycol

Frekuensi Kebocoran	$CA_{cmd,n}^{AINL} (ft^2)$	$CA_{cmd,n}^{AIL} (ft^2)$
<i>Small (cont)</i>	704.697	0
<i>Medium (inst)</i>	1,060.701	0
<i>Large (inst)</i>	1,469.028	0
<i>Rupture (inst)</i>	1,469.028	0

Selanjutnya dilakukan perhitungan faktor *instantaneous/continuous blending*, $fact_n^{IC}$, dengan Persamaan 4.24 untuk kebocoran *continuous* pada komponen *top shell* TEG



contactor. Sedangkan jika tipe kebocoran *instantaneous*, maka $\text{fact}_n^{\text{IC}}$ bernilai 1. Hasil perhitungan $\text{fact}_n^{\text{IC}}$ *continuous* dan *instantaneous* terdapat pada Tabel 4.46.

$$\begin{aligned}\text{fact}_n^{\text{IC}} &= \min \left\{ \left\{ \frac{\text{rate}_n}{C_5} \right\}, 1.0 \right\} \dots \dots \dots (4.24) \\ &= \min \left\{ \left\{ \frac{1.221}{55.6} \right\}, 1.0 \right\} \\ &= 0.022\end{aligned}$$

Kemudian dilakukan perhitungan faktor AIT *blending* (fact^{AIT}) yang sesuai dengan Persamaan 2.34 karena nilai temperatur komponen ditambahkan faktor konversi C_6 sebesar 100 sesuai dengan Tabel 2.10 adalah kurang dari nilai AIT fluida Metana dan fluida Etilen glikol pada Tabel 2.7. Dari persamaan 2.34 akan didapatkan nilai fact^{AIT} sebesar nol.

Setelah itu dilakukan penggabungan nilai konsekuensi area kebocoran fluida secara *continuous* dan *instantaneous* serta nilai fact^{AIT} seperti pada tahapan Persamaan 4.24 hingga Persamaan 4.27 pada *component damage (cmd)* dan *personel injury (inj)* untuk komponen *top shell* TEG Contactor. Persamaan 4.24 dan 4.26 merupakan penilaian konsekuensi area *Auto-Ignition Not Likely* (AINL) pada kerusakan komponen dan cedera personil, sedangkan Persamaan 4.25 dan 4.27 merupakan konsekuensi area *Auto-Ignition Likely* (AIL) pada kerusakan kerusakan komponen dan cedera personil untuk komponen *top shell* TEG *contactor*. Setelah mendapatkan konsekuensi area AIL dan AINL pada *component damage (cmd)* dan *personel injury*, dilakukan penggabungan nilai fact^{AIT} yang digabungkan dengan persamaan 4.28 dan 4.29.

$$\begin{aligned}\text{CA}_{\text{cmd}}^{\text{AINL}} &= \text{CA}_{\text{cmd}}^{\text{AINL-CONT}} \cdot \text{fact}_n^{\text{IC-CONT}} + \text{CA}_{\text{cmd}}^{\text{AINL-INST}} \cdot (1 - \text{fact}_n^{\text{IC-INST}}) \dots (4.24) \\ &= (39.213 \text{ ft}^2 \times 0.022) + (789.224 \text{ ft}^2 \times (1 - 1)) \\ &= 0.861 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{CA}_{\text{cmd}}^{\text{AIL}} &= \text{CA}_{\text{inj,n}}^{\text{AIL-CONT}} \cdot \text{fact}_n^{\text{IC-CONT}} + \text{CA}_{\text{inj,n}}^{\text{AIL-INST}} \cdot (1 - \text{fact}_n^{\text{IC-INST}}) \dots (4.25) \\ &= (253.817 \text{ ft}^2 \times 0.022) + (88,933.943 \text{ ft}^2 \times (1 - 1)) \\ &= 5.573 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\text{CA}_{\text{inj}}^{\text{AINL}} = \text{CA}_{\text{inj,n}}^{\text{AINL-CONT}} \cdot \text{fact}_n^{\text{IC-CONT}} + \text{CA}_{\text{inj,n}}^{\text{AINL-INST}} \cdot (1 - \text{fact}_n^{\text{IC-INST}}) \dots (4.26)$$

BAB IV ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN



$$\begin{aligned} &= (99.913 \text{ ft}^2 \times 0.022) + (31,824.622 \text{ ft}^2 \times (1 - 1)) \\ &= 2.194 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} CA_{inj}^{AIL} &= CA_{inj,n}^{AIL-CONT} \cdot fact_n^{IC-CONT} + CA_{inj,n}^{AIL-INST} \cdot (1 - fact_n^{IC-INST}) \dots (4.27) \\ &= (671.306 \text{ ft}^2 \times 0.022) + (127,156.605 \text{ ft}^2 \times (1 - 1)) \\ &= 14.739 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} CA_{cmd}^{flam} &= CA_{cmd}^{AIL} \cdot fact^{AIT} + CA_{cmd}^{AINL} \cdot (1 - fact^{AIT}) \dots (4.28) \\ &= (5.573 \text{ ft}^2 \times 0) + (0.861 \text{ ft}^2 \times (1-0)) \\ &= \mathbf{0.861 \text{ ft}^2} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} CA_{inj}^{flam} &= CA_{inj}^{AIL} \cdot fact^{AIT} + CA_{inj}^{AINL} \cdot (1 - fact^{AIT}) \dots (4.29) \\ &= (14.739 \text{ ft}^2 \times 0) + (2.194 \text{ ft}^2 \times (1-0)) \\ &= \mathbf{2.194 \text{ ft}^2} \end{aligned}$$

Perhitungan area konsekuensi kerusakan komponen (cmd) dan cidera personil (inj) untuk komponen *top shell* TEG *contactor* ditunjukkan pada Persamaan 4.30 berdasarkan total *generic failure frequency* tiap frekuensi kebocoran (gff_n) dan gff_{total} . Hasil akhir area konsekuensi sistem TEG *Contactor* berdasarkan kerusakan komponen tertera pada Tabel 4.46.

$$\begin{aligned} CA_{max}^{flam} &= \left(\frac{\sum_{n=1}^4 gff_n \cdot CA_{max,n}^{flam}}{gff_{total}} \right) \dots (4.30) \\ &= \left(\frac{0.8 \times 10^{-5} \times 2.194 \text{ ft}^2}{3.06 \times 10^{-5}} \right) + \left(\frac{2 \times 10^{-5} \times 502.640 \text{ ft}^2}{3.06 \times 10^{-5}} \right) \\ &\quad + \left(\frac{0.2 \times 10^{-5} \times 20,489.573 \text{ ft}^2}{3.06 \times 10^{-5}} \right) \\ &\quad + \left(\frac{0.06 \times 10^{-5} \times 293,418.897 \text{ ft}^2}{3.06 \times 10^{-5}} \right) \\ &= \mathbf{7.421,596 \text{ ft}^2} \end{aligned}$$

4.2.4 Worksheet C2: Konsekuensi Toxic

Pada komponen pipa *inlet wet gas* terdapat sedikit fluida H_2S sebanyak 0.0006%. Menurut API 581, apabila kadar H_2S berada di bawah nilai *Immediately Dangerous to Life and Health*



(IDLH), yaitu sebesar 100 ppm ($<0.01\%$ H_2S), maka tidak diperlukan evaluasi konsekuensi racun. Sedangkan komponen *shell top TEG Contactor*, *shell bottom TEG Contactor*, pipa outlet *dry gas*, pipa inlet *lean glycol*, dan pipa outlet *rich glycol* tidak mengandung gas beracun seperti HF, H_2S . sehingga *worksheet C2* untuk keenam komponen ini bernilai 0 ft^2 .

Tabel 4. 43 Area Konsekuensi Sistem TEG Contactor

No.	Komponen	CA^{flam} (ft^2)	CA^{toxic} (ft^2)
1.	<i>Top Shell TEG Contactor</i>	7,421.596	0
2.	<i>Bottom Shell TEG Contactor</i>	34.614.146	0
3.	<i>Pipa Inlet Wet Gas</i>	7,163.941	0
4.	<i>Pipa Outlet Dry Gas</i>	7,168.756	0
5.	<i>Pipa Inlet Lean Glycol</i>	34.629.157	0
6.	<i>Pipa Outlet Rich Glycol</i>	34.629.157	0

4.2.5 Worksheet D: Matriks Risiko

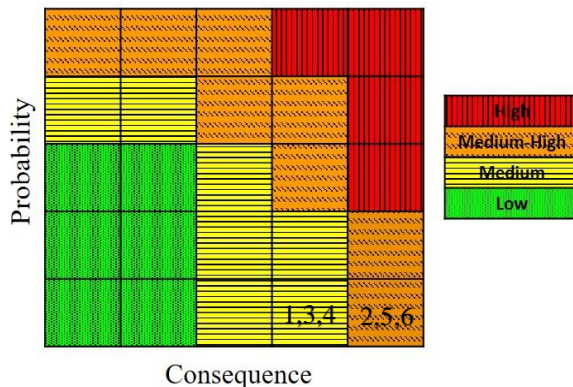
Nilai resiko komponen diperoleh dengan mengategorikan nilai *Probability of Failure* (PoF) dan *Consequence of Failure* (CoF) sesuai pada Tabel 4.34 yang kemudian dimasukkan ke dalam matriks risiko pada Gambar 4.7. Perbedaan nilai risiko dipengaruhi oleh kondisi operasi komponen, seperti tekanan fluida, temperatur fluida, laju dan massa aliran fluida, maupun jenis material serta spesifikasi komponen.

Tabel 4. 44 Hasil Kategori Risiko RBI

No.	Komponen	PoF (<i>failure/yr</i>) (10^{-5})	CoF (ft^2)	Nilai Risiko	Risiko
1.	<i>Top Shell TEG Contactor</i>	3.060	7,421.596	1D	<i>Medium</i>
2.	<i>Bottom Shell TEG Contactor</i>	3.060	34,614.146	1E	<i>Medium-High</i>
3.	<i>Pipa Inlet Wet Gas</i>	45.841	7,163.941	1D	<i>Medium</i>



4.	Pipa <i>Outlet Dry Gas</i>	3.060	7,168.756	1D	<i>Medium</i>
5.	Pipa <i>Inlet Lean Glycol</i>	3.060	34,629.157	1E	<i>Medium-High</i>
6.	Pipa <i>Outlet Rich Glycol</i>	3.060	34,629.157	1E	<i>Medium-High</i>



Gambar 4. 2 Tingkat Risiko Sistem TEG *Contactora* (API, 2008)

Dari matriks resiko tersebut, komponen *top shell* TEG *contactora*, pipa *inlet wet gas*, dan pipa *outlet dry gas* berada pada tingkat resiko *medium* (1D). Untuk komponen *bottom shell* TEG *contactora*, pipa *inlet lean glycol*, dan pipa *outlet rich glycol* berada pada kategori resiko *medium-high* (1E). Berdasarkan hasil risiko pada Tabel 4.47, pipa *outlet rich glycol* berbahan dasar *stainless steel* A 312 TP 136L sedangkan kelima komponen lainnya berbahan dasar *low carbon steel*. Karena pipa *outlet rich glycol* merupakan pipa *stainless steel*, nilai PoF pipa tersebut bernilai 0,0000306 dimana nilai ini menunjukkan bahwa pipa *outlet rich glycol* memiliki kategori probabilitas kegagalan yang rendah atau PoF Tingkat 1. Akan tetapi, nilai CoF pipa *outlet rich glycol* tergolong pada kategori CoF yang tinggi, kategori E, yang



disebabkan oleh sifat fluida trietilen glikol yang lebih tinggi dibandingkan gas metana serta nilai laju kebocoran secara teori yang lebih tinggi dibandingkan komponen yang dialiri fluida gas.

Jika dianalisis berdasarkan jenis material dan sifat fluida yang mengalir, laju korosi pada masing-masing komponen juga dapat mempengaruhi kegagalan material. Komponen pipa *outlet rich glycol* dengan material *stainless steel* memiliki laju korosi yang rendah dibanding dengan kelima komponen lainnya yang berbahan dasar *low carbon steel* sesuai dengan Tabel 4.45. Contoh perhitungan laju korosi pada komponen pipa *rich glycol outlet* terdapat pada persamaan 4.31.

$$\begin{aligned} CR &= \frac{t_{nom} - t_{rd}}{age} \dots\dots\dots(4.31) \\ &= \frac{3.912 - 3.490}{11} \\ &= 0.038 \text{ mm/year} \end{aligned}$$

Tabel 4. 45 Laju Korosi Sistem TEG *Contactor*

No.	Komponen	Laju Korosi (mm/year)
1.	<i>Top Shell TEG Contactor</i>	0.050
2.	<i>Bottom Shell TEG Contactor</i>	0.043
3.	<i>Pipa Inlet Wet Gas</i>	0.094
4.	<i>Pipa Outlet Dry Gas</i>	0.135
5.	<i>Pipa Inlet Lean Glycol</i>	0.064
6.	<i>Pipa Outlet Rich Glycol</i>	0.038

Berdasarkan Tabel 4.45, nilai laju korosi tertinggi adalah pada pipa *outlet dry gas* yang disebabkan oleh kandungan CO₂ sebanyak 2,72% dan uap air (H₂O) sebanyak 0,02%. H₂O terbentuk akibat reaksi dekomposisi antara CO₂ dengan H₂S. Komponen yang dialiri oleh fluida gas Metana cenderung lebih korosif dibandingkan komponen yang dialiri oleh fluida TEG. Selain melalui analisis potensi kegagalan komponen melalui metode RBI



dan HAZOPS, pertimbangan untuk mencegah potensi terjadinya kegagalan material sistem TEG *contactor* adalah melalui identifikasi laju korosi pada komponen pipa *outlet dry gas*, pipa *inlet wet gas*, dan *top shell* TEG *contactor*.

4.3 Analisis HAZOPS

Analisis *Hazard and Operability Study* dilakukan untuk keamanan *tracking* dan *closeout* selama proses produksi maupun instalasi suatu komponen. Langkah awal yang diperlukan adalah menentukan *node* pada sistem TEG *Contactor* dan *guide word* serta deviasi sesuai BS IEC 16882. *Guide words* yang diaplikasikan pada perusahaan migas terdapat pada Tabel 4.35.

Tabel 4. 46 Guideword dan Deviasi Sistem TEG Contactor

<i>Guidewords</i>	<i>Deviations</i>
<i>Flow</i>	<i>High, low, none, reverse</i>
<i>Level</i>	<i>High, low, empty</i>
<i>Pressure</i>	<i>High, low</i>
<i>Temperature</i>	<i>High, low</i>
<i>Impurities</i>	<i>Gaseous, liquids, solids</i>
<i>Instruments</i>	<i>Sufficient, too many, current location</i>
<i>Plant Items</i>	<i>Operable, maintainable</i>

Lalu dilakukan analisis penyebab deviasi (*cause*) yang dapat menimbulkan konsekuensi bahaya. Penyebab deviasi tersebut lalu dimasukkan kedalam penilaian *Qualitative Risk Rating* pada Tabel 4.36 yang berdampak pada probabilitas dan konsekuensi *hazard* terhadap manusia, aset, lingkungan, dan reputasi perusahaan. Potensi probabilitas dan konsekuensi *hazard* pada sistem TEG *Contactor* terjadi jika tekanan operasi melebihi atau kurang dari kriteria kondisi operasi yang ditentukan, sehingga hal ini akan menyebabkan terdapat produk yang tidak sesuai dengan spesifikasi (*off-spec* product), kebocoran komponen, *foaming*, dan sebagainya. Berdasarkan hasil analisis HAZOPS terkait Probabilitas *Hazard* pada Tabel 2.23 dan Konsekuensi *Hazard*



pada Tabel 2.24 sampai Tabel 2.27, didapatkan bahwa komponen pada sistem TEG *Contactor* memiliki tingkatan risiko seperti yang tertera pada Tabel 4.36 dan Gambar 4.7. Nilai probabilitas *hazard* keenam komponen adalah 1 karena ledakan maupun insiden kecelakaan kerja pada sistem TEG *Contactor* belum pernah terjadi di perusahaan.

Berdasarkan Lampiran E, pada komponen yang dialiri oleh >84% gas metana pada komponen pipa *inlet wet gas* menuju *top shell* TEG *Contactor* dan pipa *outlet dry gas*, apabila terjadi kebocoran pada ketiga komponen tersebut, maka nilai konsekuensi dikarenakan faktor sifat fluida *high pressure* dan *high flow* dapat menyebabkan potensi kecelakaan kerja yang cukup berbahaya. Konsekuensi pada lingkungan dari komponen-komponen sistem aliran metana ini akan berpengaruh besar terhadap kerusakan lingkungan yang fatal jika terjadi kebocoran fluida dengan skala besar dan perusahaan diwajibkan untuk mengambil tindakan untuk memperbaiki lingkungan sekitar yang tercemar. Sedangkan untuk konsekuensi pada reputasi perusahaan, kecelakaan kerja akan menimbulkan dampak nasional seperti perubahan kebijakan nasional perihal pembatasan lisensi dan mobilisasi perusahaan serta pemberitaan media nasional kepada masyarakat luas. Pada Tabel 4.36 dan sesuai dengan persamaan 2.46 dari perkalian probabilitas dan konsekuensi, sistem TEG *Contactor* yang dialiri oleh gas metana ini memiliki *risk rating* tertinggi sebesar 4.

Untuk komponen yang dialiri oleh >91% Trietilen Glikol (TEG) mulai dari komponen pipa *inlet lean glycol* menuju *bottom shell* TEG *contactor* dan pipa *outlet rich glycol*, konsekuensi tertinggi disebabkan oleh *high pressure* dan *low flow* jika *control valve* ditutup. Konsekuensi pada lingkungan komponen ini cukup berpengaruh pada lingkungan setempat dan perlu diadakan pembuangan fluida yang mencemari lingkungan tersebut. Berdasarkan persamaan 2.46, maksimum *risk rating* untuk sistem TEG *contactor* yang dialiri oleh likuid TEG adalah sebesar 4.



Tabel 4. 47 Risk Rating Sistem TEG Contactor

Node	Guidewords	P	K	Risk Rating
1. Pipa inlet wet gas menuju Top TEG Contactor dan pipa outlet dry gas	High flow	1	4	4
	Low flow	1	2	2
	High pressure	1	4	4
	Low temperature	1	3	3
2. Pipa inlet lean glycol menuju Bottom TEG Contactor dan pipa outlet rich glycol	High Pressure	1	4	4
	High Flow	1	3	3
	Low Flow	1	4	4

Berdasarkan Tabel 4.36, maka akan diperoleh *risk rating* HAZOPS dengan kategori bahaya berupa *Low*.

Probability					Consequence				
	Manusia	Aset	Lingkungan	Reputasi	1	2	3	4	5
0	Tidak ada efek kesehatan / cidera	Tidak ada kerusakan	Tidak ada pengaruh	Tidak ada dampak	Green	Green	Green	Green	Green
1	Efek kesehatan / cidera ringan	Kerusakan ringan	Pengaruh ringan	Dampak ringan	Green	Green	Green	Green	Green
2	Efek kesehatan / cidera ringan	Kerusakan kecil	Pengaruh kecil	Dampak terbatas	Green	Green	Green	Yellow	Yellow
3	Cidera berat	Kerusakan setempat	Pengaruh setempat	Dampak besar	Green	Green	Yellow	Yellow	Red
4	1-3 kematian	Kerusakan besar	Pengaruh besar	Dampak nasional	Yellow	Yellow	Yellow	Red	Red
5	Kematian skala besar	Kerusakan parah	Pengaruh skala besar	Dampak internasional	Yellow	Yellow	Red	Red	Red

High
Medium
Low

Gambar 4. 3 Risk Rating HAZOPS TEG Contactor (BSI, 2002)

Kemudian mengidentifikasi *safeguard* yang tersedia di sekitar unit sistem dan menentukan *action* untuk meminimalisasi konsekuensi kegagalan komponen sesuai dengan Lampiran E, seperti melakukan inspeksi internal dan eksternal, aplikasi



preventive maintenance, dan *engineering control* pada sistem TEG *contactor*.

4.4 Penjadwalan dan Metode Inspeksi

Penjadwalan inspeksi merupakan proses penentuan interval waktu tertentu antar-inspeksi pada suatu komponen atau sistem. Menurut API 510 mengenai *pressure vessel inspection code*, penjadwalan inspeksi pada komponen *pressure vessel* dilakukan berdasarkan hasil *remaining lifetime* dari resiko yang didapatkan yang menyatakan bahwa inspeksi internal (*on-stream*) *pressure vessel* dengan tingkat risiko diatas *Medium* adalah nilai minimum antara 10 tahun atau setengah dari *remaining lifetime*. Sedangkan menurut API 570, sistem perpipaan pada TEG *Contactor* termasuk dalam klasifikasi *class 2* karena mengandung gas alam sebagai fluida utama proses produksi. Pada *class 2*, interval inspeksi secara visual dilakukan maksimal setiap 5 tahun dan pengukuran ketebalan maksimal setiap 10 tahun.

Dalam menentukan metode inspeksi pada sistem TEG *Contactor*, perlu dilakukan pertimbangan penyebab terjadinya *thinning* pada sistem TEG *Contactor*. Berdasarkan API 581, data yang dibutuhkan untuk mencari nilai *thinning* adalah dengan ketebalan komponen melalui pengukuran dengan inspeksi *Ultrasonic Thickness* (UT) disertai dengan visual *examination* pada tiap bagian komponen untuk memastikan adanya kerusakan atau penumpukan kerak/kotoran yang dapat menyebabkan kesalahan pengukuran ketebalan. *Ultrasonic Thickness* merupakan inspeksi ketebalan yang dilakukan pada 4 sudut dari komponen yaitu 0° (Arah jam 12), 90° (Arah jam 3), 180° (Arah jam 6), dan 270° (Arah jam 9). Bagan dari bagian-bagian komponen serta alat serta posisi dan sudut pengujian *Ultrasonic Thickness* ditunjukkan pada Lampiran C. Menurut Persamaan 4.39, ketebalan minimum komponen hasil UT *Thickness* dan ketebalan minimum komponen menurut API 579 didapatkan nilai *remaining lifetime* seperti pada Tabel 4.25 dengan perhitungan pada komponen *top shell* TEG *contactor* sesuai dengan persamaan 4.40.



$$\begin{aligned} t_{\min} &= \frac{P.R_c}{S.E-0,6.P} \dots\dots\dots(4.39) \\ &= \frac{P(R+Loss+FCA)}{S.E-0,6.P} \\ &= \frac{7 \text{ Mpa (717 mm+0.55 mm+ 3 mm)}}{(137.895 \text{ Mpa x 1) } -(0,6 \times 7 \text{ Mpa})} \\ &= 37.727 \text{ mm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{half remaining life} &= \left(\frac{t_{\max}-t_{\min}}{\text{corrosion rate}} \right) / 2 \dots\dots\dots(4.40) \\ &= \frac{44,45 \text{ mm} - 37,727 \text{ mm}}{0,05 \text{ mm/year}} / 2 \\ &= 67 \text{ tahun} \end{aligned}$$

Tabel 4. 48 Remaining Life Komponen

No	Komponen	Half Remaning Lifetime (tahun)	Interval Inspeksi Internal Berdasarkan Standard (tahun)	Interval Inspeksi Minimum (tahun)
1.	<i>Top shell TEG contactor</i>	67	10	10
2.	<i>Bottom shell TEG contactor</i>	67.5	10	10
3.	<i>Pipa inlet wet gas</i>	69.5	10	10
4.	<i>Pipa outlet dry gas</i>	46	10	10
5.	<i>Pipa inlet lean glycol</i>	23.5	10	10
6.	<i>Pipa outlet glycol</i>	35	10	10

Selain itu, metode inspeksi eksternal komponen adalah dengan melakukan pengecekan kondisi pondasi, penunjang/*supports*, cat, tangga, *platform*, serta elemen struktural pada *pressure vessel* untuk memastikan bahwa komponen dapat berfungsi secara optimal.



(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil analisis lapangan dan perhitungan pada sistem TEG *Contactor* dengan metode *Risk-Based Inspection* (RBI) dan *Hazard and Operability Study* (HAZOPS), yaitu:

1. Tingkat resiko sistem TEG *contactor* dengan metode *Risk-Based Inspection* (RBI) semi-kuantitatif berdasarkan API 581 pada komponen *top shell* TEG *contactor*, pipa *inlet wet gas*, dan pipa *outlet dry gas* memiliki tingkat risiko *Medium* (1D). Sedangkan komponen *bottom shell* TEG *Contactor*, pipa *inlet lean glycol*, dan pipa *outlet rich glycol* memiliki tingkat risiko *Medium-High* (1E).
2. Tingkat bahaya sistem TEG *contactor* dengan metode *Hazard and Operability Study* (HAZOPS) berdasarkan BS IEC 61882 dan BS ISO 17776 pada sistem aliran gas metana berupa komponen pipa *inlet wet gas* menuju *top shell* TEG *contactor* dan pipa *outlet dry gas*, serta sistem aliran likuid TEG berupa komponen pipa *inlet lean glycol* menuju *bottom shell* TEG *Contactor* dan pipa *outlet rich glycol* memiliki *risk rating* sebesar 4 dengan tingkat risiko *Low*.
3. Penjadwalan interval inspeksi dilakukan setiap 10 tahun untuk keenam komponen dengan tingkat risiko *Medium* dan *Medium-high* dengan metode inspeksi internal komponen secara visual dan pengukuran ketebalan komponen dengan inspeksi *Ultrasonic Thickness*.

5.2 Saran

Adapun saran yang dapat dipertimbangkan adalah:



-
1. Melakukan perhitungan RBI secara kuantitatif dengan bantuan *software* sebagai data pembanding
 2. Mengaplikasikan sistem deteksi dan sistem isolasi level A menurut API 581 dengan menggunakan instrumentasi yang khusus untuk mendeteksi jumlah kebocoran fluida ataupun sistem isolasi dan *shutdown* yang dapat diaktifkan secara langsung oleh instrumentasi maupun detektor tanpa intervensi operator.
 3. Melakukan evaluasi RBI dan HAZOPS kembali serta inspeksi *on-stream* maksimal setiap 10 tahun.

DAFTAR PUSTAKA

- API. 2001. **API RP 579 Fitness for Service**. Washington D.C: API.
- API. 2001. **API RP 570 Inspection of Pressure Vessels (Towers, Drums, Reactors, Heat Exchangers, and Condensers)**. Washington D.C: API.
- API. 2006. **API RP 510 Pressure Vessel Inspection Code: In-Service Inspection, Rating, Repair, and Alteration**. Washington D.C: API.
- API. 2008. **API RP 580 Risk Based Inspection**. Washington DC: API.
- API. 2008. **API RP 581 Risk Based Inspection Technology**. Washington DC: API.
- ASME. 2011. **Pipe Fatigue**,
<URL:<https://www.asme.org/engineering-topics/articles/piping-systems/coping-with-pipe-fatigue>>
- AWTC. 2013. **Ultrasonic Testing and Templates**.
<URL:<http://www.awtconsulting.com/consulting-analytical-services/ultrasonic-testing-and-templates/>>
- Blyth, M. 2008. **Risk and Security Management**. New Jersey: John Wiley & Sons Inc.
- BS IEC. (2001). **BS IEC 61882: Hazard and Operability Studies (HAZOPS) - Application Guide**. Galion: BS IEC.
- BSI. 2002. **BS ISO 17776: Guidance on Tools and Techniques for Hazard Identification and Risk Assessment**. Galion: BS IEC.
- Farrokhrouz, M. 2010. "Investigation on Origins of Hydrogen Sulfide Production in Sweet Gas Fields". **Hydrogen Sulfide as An Unwanted Gas in Natural Resources**, 2.



-
- Frankel, M. 2002. **Facility Piping Systems Handbook**. New York: McGraw Hill.
- Gas Processors Suppliers Association. 2004. **GPSA Engineering Data Book 12th Edition**. Oklahoma: GPSA.
- Ghiassi, Mohammad. 2014. "Estimation of Triethylene Glycol (TEG) Purity in Natural Gas". **Journal of Natural Gas Science and Engineering**, 2-3, 26-27.
- Hamdan, K. 2017. **Risk Assesment of Heat Recovery Steam Generator (HRSG) Using RBI Methodology**. Kuala Lumpur: Asset Management & Maintenance.
- Inspection Engineering Journal. 2007. **99 Diseases of Pressure Equipment**.
<URL:<https://inspectioneering.com/journal/2007-01-01/3683/99-diseases-of-pressure-equipm>>
- Isa, M. A. 2016. "Technical and Economic Evaluations of The Triethylene Glycol". **Journal of Natural Gas Science and Engineering**, 2-4, 327-340.
- Katz, D. K. 1959. **Handbook Of Natural Gas Engineering**. New York: McGraw-Hill.
- Maddox, R. R. 1974. **Gas and Liquid Sweetening 2nd Edition**. Oklahoma: Norman.
- Ruber Liner Failure. 2014. **RAE Coating Lab**. <URL: <http://www.rubberlining.org/page/3/>>
- SAKA Indonesia Pangkah Ltd. 2007. **Process Systems Operations Manual**. Pangkah: SIPL.
- Oasys. 2012. **Water Pipe Inspection**. 2012.
<URL:<https://solution.oasys-inc.jp/en/service/service2/>>
- Offshore Magazine. 2010. **Selecting Fluid System Components for Use in Sour Oilfields**. <URL:<http://www.offshore-mag.com/articles/print/volume-70/issue-4/equipment-engineering/selecting-fluid-system-.html>>
-

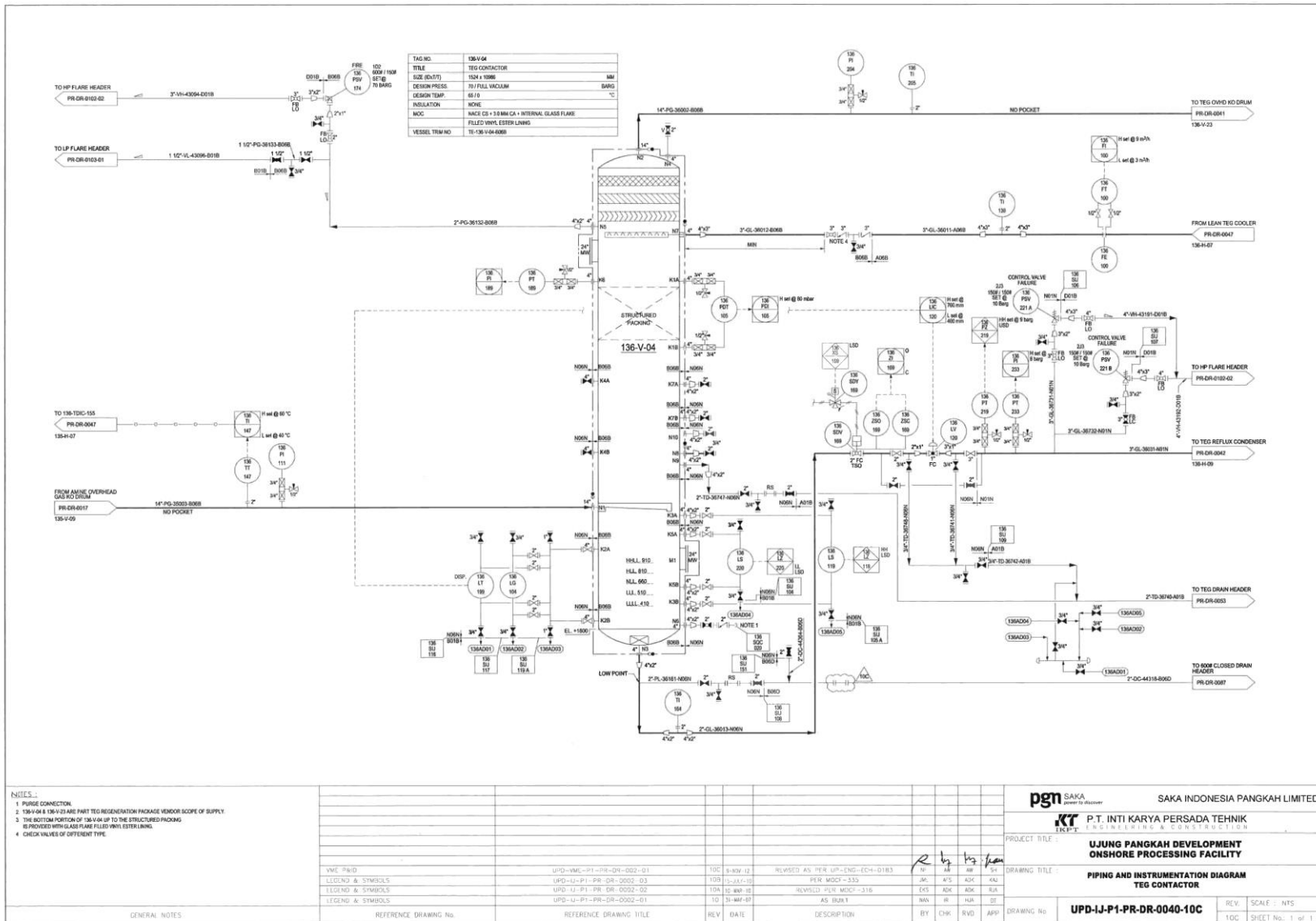


-
- OMC. 2017. **Mewaspada Gas H₂S**.
<URL:<https://oilandgasmanagement.net/gas-h2s-yang-mematikan/>>
- Shishesaz, M. R. 2013. "Comparison Of API 510 Pressure Vessels Inspection Planning with API 581 Risk-Based Inspection Planning Approaches". **International Journal of Pressure Vessels and Piping**, 2-7, 202-208.
- Valor, A. 2016. "New Description of External and Internal Corrosion Defect Densities in Pipelines Using the Negative Binomial Distribution -Implications for Reliability Analysis". **NACE Corrosion Risk Management** 16, 2-3, 114-115.
- Wachyudi, Y. 2010. **Identifikasi Bahaya, Analisis, dan Pengendalian Risiko dalam Tahap Desain Proses Industri Minyak dan Gas di Kapal Floating Production Storage & Offloading (FPSO) untuk Proyek Petronas Bukit Tua Tahun 2010**. Depok: Universitas Indonesia.
-



(Halaman ini sengaja dikosongkan)

PIPING & INSTRUMENTATION DIAGRAM (P&ID) TEG CONTACTOR





LAMPIRAN B

DATA OPERASIONAL DAN *GENERAL REPORT*

Adapun data dari peralatan pada sistem TEG Contactor adalah sebagai berikut:

1. *Top Shell TEG Contactor*

- *Tag No.* : 136-V-04 *Top*
- *Tipe Geometri* : CYL (Silinder)
- *Tekanan desain* : 7 MPag
- *Temperatur desain* : 65°C
- *Tekanan operasi* : 4,516 MPag
- *Temperatur operasi* : 44,25°C
- *Outside Diameter (OD)* : 1.524 mm
- *Furnished Thickness* : 45 mm
- *Inside Diameter (ID)* : 1.479 mm
- *Panjang* : 10,986 m
- *Material* : SA 516 *Grade 70*
- *Tahun material* : 2006
- *Waktu Instalasi* : 30/4/2007
- *Corrosion Allowance* : 3 mm
- *Weld Joint Efficiency* : 1
- *Allowable Stress* : 137,895 MPa
- *Material* : Baja Karbon
- *Massa Komponen* : 771,08 kg
- *Massa Inventori* : 9341,42 kg
- *Volume Komponen* : 20,0401 m³
 - a. *Volume gas* : 15,0301 m³
 - b. *Volume Liquid* : 5,01002 m³
- *Komposisi Fluida*
 - i. *Metana* : 84,47 %



ii. Etana	: 5,28 %
iii. Propana	: 3,36 %
iv. n-Butana	: 2,3 %
v. Nitrogen	: 1,85 %
vi. H ₂ O	: 0,02 %
vii. CO ₂	: 2,72 %

2. *Bottom Shell TEG Contactor*

- *Tag No.* : 136-V-04 *Bottom*
 - Tekanan desain : 7 MPag
 - Temperatur desain : 65°C
 - Tekanan operasi : 4,516 MPag
 - Temperatur operasi : 44,25 °C
 - *Inside Diameter (ID)* : 1524 mm
 - Panjang : 10,986 m
 - Material : SA 516 Gr. 70
 - Tahun material : 2006
 - Waktu Instalasi : 30/4/2007
 - *Furnished Thickness* : 45 mm
 - *Corrosion Allowance* : 3 mm
 - Weld Joint Efficiency : 1
 - *Allowable Stress* : 137,895 MPa
 - Massa Komponen : 7901,8 kg
 - Massa Inventori : 9341,42 kg
 - Volume Komponen : 20,0401 m³
 - a. Volume gas : 12,62530 m³
 - b. Volume Liquid : 7,41483 m³
 - Komposisi Fluida
 - i. Etilen Glikol : 96,3 %
 - ii. Metana : 1,8 %
-



-
- | | |
|----------------------|---------|
| iii. Etana | : 5,3 % |
| iv. Propana | : 0,3 % |
| v. n-Butana | : 0,1 % |
| vi. Nitrogen | : 0,5 % |
| vii. CO ₂ | : 0,7 % |

3. *Pipa Inlet Wet Gas*

- *Tag No.* : 14"-PG-35003-B06B
 - Tipe Geometri : CYL (Silinder)
 - Tekanan desain : 7 MPag
 - Temperatur desain : 65°C
 - Tekanan operasi : 4,4 MPag
 - Temperatur operasi : 45,66°C
 - *Outer Diameter (OD)* : 355,6 mm
 - Panjang : 15 m
 - Material : A 106 Grade B
 - Tahun material : 2002
 - Waktu Instalasi : 30/4/2007
 - *Furnished Thickness* : 23,8252 mm
 - *Corrosion Allowance* : 3 mm
 - Weld Joint Efficiency : 0,85
 - *Allowable Stress* : 137,895 MPa
 - Material : Baja Karbon
 - Massa Komponen : 41,647 kg
 - Massa Inventori : 4405,84 kg
 - Volume Likuid : 100%
 - Volume Komponen : 1,117225 m³ (Likuid)
 - Komposisi Fluida
 - i. Metana : 84,179 %
-



ii. Etana	: 5,2598 %
iii. Propana	: 3,3456 %
iv. n-Butana	: 2,3083 %
v. H ₂ O	: 0,22 %
vi. Nitrogen	: 1,847 %
vii. H ₂ S	: 0,0006 %
viii. CO ₂	: 2,8397 %

4. Pipa *Outlet Dry Gas*

- *Tag No.* : 14"-PG-36002-B06B
 - Tekanan desain : 7 MPag
 - Temperatur desain : 65°C
 - Tekanan operasi : 4,43 MPag
 - Temperatur operasi : 45,6°C
 - *Outer Diameter (OD)* : 355,6 mm
 - Panjang : 15 m
 - Material : A 106 Grade B
 - Tahun material : 2002
 - Waktu Instalasi : 30/4/2017
 - *Furnished Thickness* : 23,8252 mm
 - *Corrosion Allowance* : 3 mm
 - Weld Joint Efficiency : 0,85
 - *Allowable Stress* : 137,895 MPa
 - Massa Komponen : 41,852 kg
 - Massa Inventori : 9341,42 kg
 - Volume Likuid : 100%
 - Volume Komponen : 1,117225 m³ (Likuid)
 - Komposisi Fluida
 - i. Metana : 84,47 %
 - ii. Etana : 5,28 %
-



iii. Propana	: 3,36 %
iv. n-Butana	: 2,3 %
v. CO ₂	: 2,72 %
vi. Nitrogen	: 1,85 %
vii. H ₂ O	: 0,02 %

5. *Pipa Inlet Lean Glycol*

- *Tag No.* : 3''-GL-36012-B06B
- Tekanan desain : 7 MPag
- Temperatur desain : 65°C
- Tekanan operasi : 5,14 MPag
- Temperatur operasi : 47,8 °C
- *Outer Diameter (ID)* : 88,9 mm
- Panjang : 15 m
- Material : A 106 Grade B
- Tahun material : 1996
- Waktu Instalasi : 30/4/2017
- *Furnished Thickness* : 11,1252 mm
- *Corrosion Allowance* : 3 mm
- Weld Joint Efficiency : 1
- *Allowable Stress* : 137,895 MPa
- Massa Komponen : 51,771 kg
- Massa Inventori : 9341,42 kg
- Volume Likuid : 100%
- Volume Komponen : 0,0523331 m³(Likuid)
- Komposisi Fluida
 - i. Etilen Glikol : 91,55 %
 - ii. H₂O : 8,45 %

6. *Pipa Outlet Rich Glycol*

- *Tag No.* : 2''-GL-36013-N06N
-



-
- Tipe Geometri : CYL (Silinder)
 - Tekanan desain : 7 MPag
 - Temperatur desain : 65°C
 - Tekanan operasi : 4,52 MPag
 - Temperatur operasi : 45,4°C
 - *Outer Diameter* (OD) : 60,325 mm
 - Panjang : 15 m
 - Material : A 312 Grade TP 316L
 - Tahun material : 1996
 - Waktu Instalasi : 30/4/2007
 - *Furnished Thickness* : 3,9116 mm
 - *Corrosion Allowance* : 3 mm
 - Weld Joint Efficiency : 1
 - *Allowable Stress* : 115,142 MPa
 - Material : Baja Karbon
 - Massa Komponen : 32,271 kg
 - Massa Inventori : 9341,42 kg
 - Volume Liquid : 100%
 - Volume Komponen : 0,0324735 m³(Likuid)
 - Komposisi Fluida
 - i. Etilen Glikol : 96,3 %
 - ii. Metana : 1,8 %
 - iii. Etana : 0,3 %
 - iv. Propana : 0,3 %
 - v. n-Butana : 0,1 %
 - vi. Nitrogen : 0,5 %
 - vii. CO₂ : 0,7 %
-

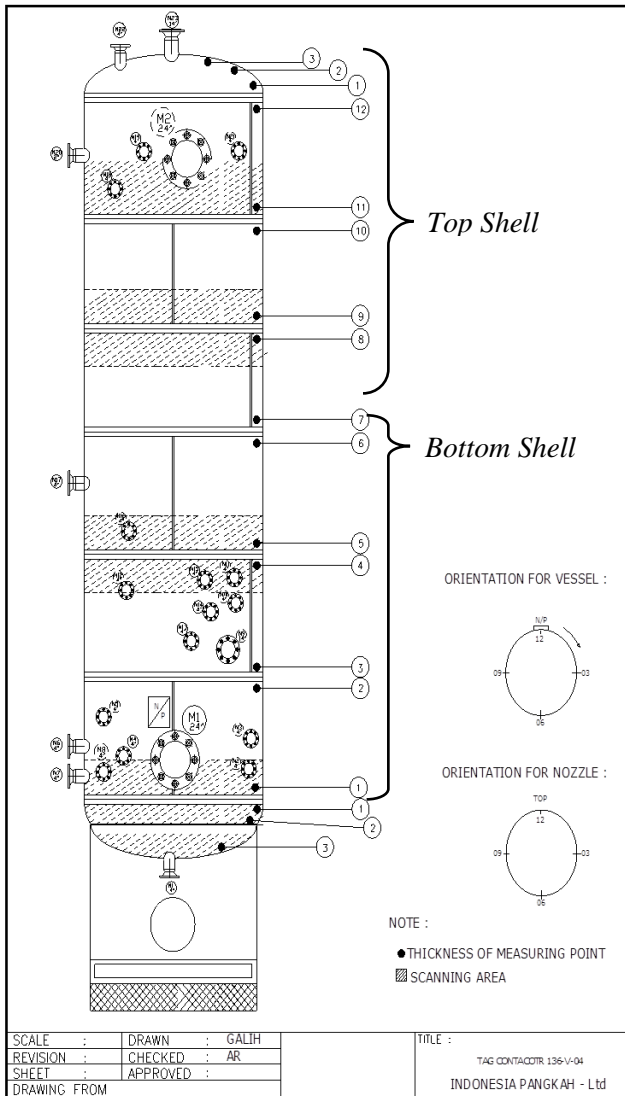
LAMPIRAN C

DATA KETEBALAN DAN POSISI SUDUT PENGUJIAN *ULTRASONIC THICKNESS*

Adapun data ketebalan dan posisi sudut komponen pada sistem TEG *Contactactor* adalah sebagai berikut:

1. TEG *Contactactor*

Last Inspection: 5 March 2015			Date of Inspection: February 13, 2018				
Part	Min. Reading	Point of Meas.	Point Of Measurement				Minimum Reading
			12	03	06	09	
Ø= 1524 1	44.81	09	44.53	45.23	45.06	44.55	44.53
2	44.52	12	44.88	45.01	45.00	44.74	44.74
3	45.00	12	45.14	45.20	45.15	45.99	45.14
4	45.02	12	45.09	45.09	45.16	45.99	45.09
5	44.41	03	44.96	44.65	44.75	44.91	44.65
6	44.31	03	44.90	44.56	45.14	44.95	44.56
7	44.60	12	44.48	44.80	44.95	44.83	44.48
8	44.50	03	44.60	44.50	45.12	44.85	44.50
9	44.71	09	44.74	44.66	44.77	44.69	44.66
10	44.59	06	44.55	44.70	44.65	44.59	44.55
11	44.71	12	44.57	44.60	44.55	44.52	44.52
12	44.72	03	44.93	44.45	45.01	44.84	44.45
BOTTOM HEAD							
Ø= 1524 1	51.53	03	51.54	51.44	51.87	51.65	51.44
2	49.83	09	50.20	50.15	50.10	49.70	49.70
3	48.20	12	48.01	48.10	48.65	48.82	48.01
TOP HEAD							
Ø= 1524 1	50.60	09	51.82	50.66	51.91	50.59	50.59
2	49.65	03	50.00	49.92	49.56	50.16	49.56
3	48.50	12	48.50	48.22	48.53	48.55	48.22





2. Pipa Inlet Gas (14"-PG-35003-B06B)

Last Inspection: 5 March 2015				Date of Inspection: February 13, 2018				
Part		Nominal Thickness	Diameter	Point Of Measurement				Minimum Reading
				12	03	06	09	
B1	1	23.82	14"	23.73	22.89	23.00	23.46	22.89
	2			23.55	23.46	22.96	22.86	22.86
	3			23.35	23.42	-	23.24	23.24
E20	1	23.82	14"	27.32	27.43	25.79	26.51	25.79
	2			27.55	27.63	26.65	27.89	26.65
	3			27.31	27.76	27.12	26.85	26.85
B23	1	23.82	14"	23.53	23.42	23.10	22.88	22.88
	2			23.05	23.33	-	23.00	23.00
E24	1	23.82	14"	28.20	27.50	28.03	27.50	27.50
	2			28.81	27.62	27.98	27.62	27.62
	3			27.64	27.78	28.24	27.65	27.25
R25	1	23.82	14"	25.03	26.89	25.35	25.03	25.03
	2			29.88	30.57	29.03	29.03	29.03
	3			30.63	30.72	31.23	31.30	30.63

3. Pipa Outlet Gas (14"-PG-36002-B06B)

Last Inspection: 5 March 2015				Date of Inspection: February 13, 2018				
Part		Nominal Thickness	Diameter	Point Of Measurement				Minimum Reading
				12	03	06	09	
B1	1	23.82	14"	23.19	22.92	23.29	23.48	22.92
	2			23.31	22.74	23.43	23.58	22.74
E2	1	23.82	14"	29.08	28.50	29.36	28.10	28.10
	2			29.63	28.56	30.30	28.32	28.32
	3			28.63	28.91	29.18	28.46	28.46
B3	1	23.82	14"	22.33	24.36	23.71	23.30	22.33
	2			22.53	24.58	23.60	22.97	22.53
E4	1	23.82	14"	28.20	28.38	29.68	28.30	28.20
	2			28.09	28.32	29.84	28.27	28.09
	3			27.49	28.37	29.31	27.98	27.49



B5	1	23.82	14"	23.66	23.19	23.57	22.98	22.98
	2			24.18	-	23.09	23.49	23.09
B6	1	23.82	14"	23.01	-	23.64	23.66	23.01
	2			-	-	-	-	0.00
E17	1	23.82	14"	30.43	29.55	29.23	29.67	29.23
	2			29.16	31.15	29.81	30.55	29.16
	3			29.36	30.87	28.28	29.99	28.28
E18	1	23.82	14"	26.99	29.95	29.87	30.13	26.99
	2			29.18	30.62	28.95	30.39	28.95
	3			29.10	30.36	30.49	29.65	29.10

4. Pipa Inlet Lean Glycol (3"-PG-36012-B06B)

<i>Last Inspection: 5 March 2015</i>				<i>Date of Inspection: February 13, 2018</i>				
<i>Part</i>		<i>Nominal Thick. (mm)</i>	<i>Diameter</i>	<i>Point Of Measurement</i>				<i>Minimum Reading</i>
				12	03	06	09	
B1	1	11.12	3"	10.95	10.57	11.51	11.32	10.57
	2			11.34	10.79	11.77	11.51	10.79
E2	1	11.12	3"	10.81	10.79	11.33	10.49	10.49
	2			11.17	10.90	-	10.42	10.42
	3			11.18	10.89	11.33	11.01	10.89
B3	1	11.12	3"	11.00	10.85	11.22	11.05	10.85
	2			10.91	10.65	10.87	10.85	10.65
E4	1	11.12	3"	11.23	10.77	10.83	11.85	10.77
	2			11.43	10.93	11.18	11.87	10.93
	3			11.52	10.78	11.68	11.82	10.78
B5	1	11.12	3"	11.07	11.36	10.94	11.33	10.94
	2			11.29	11.57	11.37	11.07	11.07
E6	1	11.12	3"	11.47	11.42	11.27	11.26	11.26
	2			11.46	11.40	11.23	11.47	11.23
	3			11.42	11.30	11.19	11.54	11.19



E7	1	11.12	3x5	16.49	16.28	16.61	17.09	16.28
	2			14.92	14.57	15.17	15.67	14.57
	3			14.17	13.90	14.36	14.78	13.90

5. Pipa Outlet Rich Glycol (2"-PG-36013-N06N)

Last Inspection: 5 March 2015				Date of Inspection: February 13, 2018				
Part	Nominal Thickness	Diameter	Point Of Measurement				Minimum Reading	
			12	03	06	09		
R1	1	3.91	4x2	6.44	-	6.50	-	6.44
	2			7.74	-	7.53	-	7.53
				8.54	-	8.50	-	8.50
B2	1	3.91	2"	4.19	-	4.19	-	4.19
	2			4.25	-	4.20	-	4.20
E3	1	3.91	2"	3.86	-	3.87	-	3.86
	2			3.49	-	4.70	-	3.49
	3			3.97	-	4.19	-	3.97
B4	1	3.91	2"	4.19	-	4.21	-	4.19
	2			4.27	-	4.20	-	4.20
T5	1	3.91	2"	-	6.70	-	7.07	6.70
	2			-	4.65	-	4.90	4.65
	3			-	6.35	-	6.79	6.35
B6	1	3.91	2"	4.13	-	4.10	-	4.10
	2			4.12	-	4.13	-	4.12
E7	1	3.91	2"	-	4.44	-	3.88	3.88
	2			-	4.76	-	3.58	3.58
	3			-	4.40	-	4.04	4.04
B8	1	3.91	2"	4.07	-	4.00	-	4.00
	2			4.08	-	4.03	-	4.03
R9	1	3.91	2"	8.69	-	8.41	-	8.41
	2			7.84	-	7.43	-	7.43
	3			6.91	-	10.90	-	6.91



T10	1	3.91	2"	10.21	-	11.28	-	10.21
	2			-	-	9.97	-	9.97
	3			10.58	-	11.25	-	10.58

LAMPIRAN D

WORSHEET PERHITUNGAN RBI KOMPONEN

1. Top Shell TEG Contactor

A. Part A: Consequence of Failure

RELEASE RATE					
1.	Representative material	C1-C2 Metana, Etana, Etilen, LNG, Fuel Gas			
	The stored fluid phase	Gas			
2.	Equipment's Inventory Category	A			
	Mass Inventory	20594.09453 lbs			
3	Detection rating	B			
4.	Isolation rating	B			
HOLE SIZES		1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
5.	Leak duration based on detection and isolation systems	40 min	30 min	20 min	0 min
6.	Operating pressure	4.516 Mpa		654.992 psia	
7.	Phase of the fluid	Gas		Liquid	
GAS RELEASE RATE					
8.	Operating temperature	44.25 °C		35.4 °R	
9.	Transition pressure (Ptrans)	24.229 psia			
10.	Is Pstorage > Ptrans ? If yes, circle "sonic" If no, circle "subsonic"	Sonic		Subsonic	
HOLE SIZES		1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
11.	Sonic release rate (Wn)	1.436 lbs/sec	22.979 lbs/sec	367.667 lbs/sec	5882.676 lbs/sec
12.	Wn(max8)	1470.669 lbs/sec			
ADJUST RELEASE TYPE FOR EACH HOLE SIZE					
13	Duration of Leakage (Tn)	6962.817 sec	435.176 sec	27.199 sec	1.700 sec
14	Type of release	continuous	continuous	instantaneous	instantaneous
DETERMINATION OF RELEASED MASS					
15	Component Mass	1699.927 lbs.			
HOLE SIZES		1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
16	Additional Mass	258.516 lbs	4136.257 lbs	66180.110 lbs	264720.440 lbs



17	Available Mass	1958.443 lbs	5836.184 lbs	20594.095 lbs	20594.095 lbs
18	Continuous Release Rate (raten)	1.221 lbs/sec	19.532 lbs/sec	312.517 lbs/sec	5000.275 lbs/sec
	Reduction release factor	0.15			
19	Instantaneous Mass Rate (massn)	1958.443 lbs	5836.184 lbs	20594.095 lbs	20594.095 lbs
	raten X ldn	1958.443 lbs	5836.184 lbs	20594.095 lbs	20594.095 lbs
	ldn	1604.269 sec	298.796 sec	65.897 sec	4.119 sec
	mass avail / rate n	1604.269 sec	298.796 sec	65.897 sec	4.119 sec
	ldmax,n	40 minutes	30 minutes	20 minutes	- minutes
	ldmax x 60	2400 sec	1800 sec	1200 sec	- sec

B. Part B: Probability of Failure

GENERIC FAILURE FREQUENCY (gff)

STEP	Calculate Generic Failure	Units	Calculations			
1	Equipment Type		Vessel/Fin fan			
2	Component Type		COLMID			
3	Hole Sizes	Inch	Small (1/4)	Medium (1)	Large (4)	Rupture (16)
4	Generic Failure Frequencies (gff)	Failures/year	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07
5	Total Generic Failure Frequencies (gfftotal)	Failures/year	3.06E-05			



DAMAGE FACTOR
THINNING DAMAGE FACTOR

STEP	THINNING DAMAGE FACTOR	UNITS	CALCULATION	
1	Number inspections		4	2B
2	Inspection effectiveness category		C	
			Usually Effective	
3	Time in-service (<i>age</i>)	years	11	
4	Nominal Thickness (<i>t_{nom}</i>)	inch	1.772	45.00 mm
5	Minimum thickness of last inspection (<i>t_{rd}</i>)	inch	1.75	44.45 mm
6	Corrosion rate (<i>C_{rbm}</i>)	inch/year	0.002	0.05 mm/year
7	Minimum required wall thickness (<i>t_{min}</i>)	inch	1.485	37.727 mm
	P = internal design pressure	psi	1015.266	7 Mpa
	R = Inside Radius	in	28.228	717 mm
	LOSS = Metal Loss	in	0.022	0.55 mm
	FCA = Future Corrosion Allowance	in	0.118	3 mm
	S = allowable tensile stress	psi	20000.015	137.895 Mpa
	E = weld joint efficiency		1	
8	Damage factor parameter (<i>A_{rt}</i>)		-0.091425839	
9	Damage factor for thinning (<i>D_{thin}</i>)		1	

MANAGEMENT SYSTEM FACTOR

STEP	Calculate Generic Failure	Calculations
1	Leadership and administration (Max 70)	65
2	Process Safety Information (Max 80)	75
3	Process hazard analysis (Max 100)	90
4	Management of change (Max 80)	70
5	Operating procedures (Max 80)	75
6	Safe work practices (Max 85)	75
7	Training (Max 100)	95
8	Mechanical integrity (Max 120)	110
9	Pre-startup safety review	50
10	Emergency response (Max 65)	50
11	Incident investigation (Max 75)	70
12	Contractors (Max 45)	40
13	Audits (Max 40)	35
14	Total Score	900
15	FMS	1



PROBABILITY OF FAILURE CALCULATIONS [Pf(t)]

Estimation Probability of Failure Calculations [Pf(t)] = gff.Df(t).Fms

STEP	PoF Calculations	Units	Calculations			
		Inch	Small (1/4)	Medium (1)	Large (4)	Rupture (16)
1	Generic Failure Frequencies (gff)	Failures/year	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07
		Failures/year	3.06E-05			
2			1			
3	Management System Factor (FMS)		1			
4	Probability of Failure	Failures/year	3.06E-05			
5	Pf (t) Category		1			

C. Part C1: Consequence of Flammable and Explosive

REPRESENTATIVE MATERIAL					
1	Representative material	C1-C2		Metana, Etana, Etilen, LNG, Fuel Gas	
	Type 0				
	The stored fluid phase	Gas			
2	Equipment's Inventory Category	A			
	Mass Inventory	20594.095 lbs			
3	Consequence Area Mitigation	0.25			
4	Energy Efficiency Factor	1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
		2.168	4.065	6.255	6.255
5	Release type	CONT	CONT	INST	INST
RELEASE RATE OR MASS					
6	Sonic release rate (W _n)	1.436 lbs/sec	22.979 lbs/sec	367.667 lbs/sec	5882.676 lbs/sec
DETECTION AND ISOLATION RATING					
7	Detection rating	B			
8	Isolation rating	B			
EQUIPMENT DAMAGE AREA					
9	Component damage Consequence Areas for Continuous Release at each hole size	Cont AINL	a	43	
			b	0.98	
		Cont AIL	a	280	
			b	0.95	
10	Component damage Consequence Areas for Instantaneous Release at each hole size	Inst AINL	a	41	
			b	0.67	
		Inst AIL	a	1079	
			b	0.62	



11	Consequence Area for Component Damage AINL and AIL CONT and INST	1/4 in. (CONT) ft ²	1 in. (INST) ft ²	4 in. (INST) ft ²	16 in. (INST) ft ²
11a	CA.AINL-CONTcmd	39.213	593.565	8984.753	136001.510
	effrate AINL-CONTcmd	1.221 lbs/sec	19.532 lbs/sec	312.517 lbs/sec	5000.275 lbs/sec
11b	CA.AINL-INSTcmd	789.224	1640.311	3817.925	3817.925
	effrate AINL-INSTcmd	1958.443 lbs/sec	5836.184 lbs/sec	20594.095 lbs/sec	20594.095 lbs/sec
11c	CA.AIL-CONTcmd	253.817	3535.375	49243.567	685904.241
	effrate AIL-CONTcmd	1.221 lbs/sec	19.532 lbs/sec	312.517 lbs/sec	5000.275 lbs/sec
11d	CA.AIL-INSTcmd	88933.943	175017.987	61147.386	61147.386
	effrate AIL-INSTcmd	1958.443 lbs/sec	5836.184 lbs/sec	20594.095 lbs/sec	20594.095 lbs/sec
12	Personel Injury Constanta for Continuous Release at each hole size	Cont AINL		a	110
				b	0.96
		Cont AIL		a	745
				b	0.92
13	Personel Injury Constanta for Instantaneous Release at each hole size	Inst AINL		a	790
				b	0.67
		Inst AIL		a	3100
				b	0.63
14	Consequence Area for Personel Injury AINL and AIL CONT and INST	1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
14a	CA.AINL-CONTinj	99.913	1430.796	20489.573	293418.897
	CA.AINL-INSTinj	31824.622	27708.872	31712.187	31712.187
14b	CA AIL-CONTinj	671.306	1629506.926	194024.053	194024.053
	CA.AIL-INSTinj	127156.605	134919.707	194024.053	194024.053
15	Fluids Blending Factor (factICn) CONT Fluids Blending Factor (factICn) INST	0.022	0.351	1	1
16	AIT Blending Factor (factAIT)	0	0	0	0
17	CA-AINLcmd (cont+inst)	0.861 ft ²	208.520 ft ²	8984.753 ft ²	136001.510 ft ²
	CA-AILcmd (cont+inst)	5.573 ft ²	1241.980 ft ²	49243.567 ft ²	685904.241 ft ²
	CA-AINLinj (cont+inst)	2.194 ft ²	502.640 ft ²	20489.573 ft ²	293418.897 ft ²
	CA-AILinj (cont+inst)	14.739 ft ²	572447.076 ft ²	194024.053 ft ²	194024.053 ft ²
18	CA-flam cmd,n	0.861	208.520	8984.753	136001.510
19	CA-flam inj,n	2.194	502.640	20489.573	293418.897



D. Part D: Risk Matrix

HOLE SIZES		1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
1.	gff by hole size	8.00E-06 failures/year	2.00E-05 failures/year	2.00E-06 failures/year	6.00E-07 failures/year
2.	gff total	3.06E-05 failures/year			
3.	Fraction contribution of each hole size	0.261 ft ²	0.654 ft ²	0.065 ft ²	0.020 ft ²
4a.	Flammable consequence of equipment damage area	0.861 ft ²	208.520 ft ²	8984.753 ft ²	136001.510 ft ²
4b.	Flammable consequence of potential fatalities area	2.194 ft ²	502.640 ft ²	20489.573 ft ²	293418.897 ft ²
4.	Flammable consequence result	2.194 ft²	502.640 ft²	20489.573 ft²	293418.897 ft²
5.	Multiply each value in Line 4 by the corresponding fraction in Line 3	0.574 ft ²	328.523 ft ²	1339.188 ft ²	5753.312 ft ²
6.	Toxic consequence results	-	-	-	-
7.	Multiply each value in Line 6 by the corresponding fraction in Line 3	-	-	-	-
8.	Sum the values from Line 5 for the Flammable Consequence area value	7421.596 ft²			
9.	Sum the values from Line 7. This is the Toxic Consequence area value	0 ft ²			
10.	Consequence Category	D			
11.	Likelihood Value from Part B	3.06E-05 failures/year			
12.	Likelihood Category from Part B	1			
13.	Risk Category	Medium			



2. Bottom Shell TEG Contactor

A. Part A: Consequence of Failure

RELEASE RATE					
1.	Representative material	EG Etilen glikol			
	The stored fluid phase	Gas			
2.	Equipment's Inventory Category	A			
	Mass Inventory	20594.09453 lbs			
3	Detection rating	B			
4.	Isolation rating	B			
HOLE SIZES		1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
5.	Leak duration based on detection and isolation systems	40 min	30 min	20 min	0 min
6.	Operating pressure	4.516 Mpa		654.992 psia	
7.	Phase of the fluid	Gas		Liquid	
GAS RELEASE RATE					
8.	Operating temperature	44.25 °C		35.4 °R	
9.	Transition pressure (Ptrans)	24.229 psia			
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
10	Release rate (Wn)	4.209 lb/sec	67.344 lb/sec	1077.497 lb/sec	17239.958 lb/sec
11	Wmax8	4309.990 lbs/sec			
Step II DETERMINE RELEASE TYPE FOR EACH HOLE SIZE					
12	Duration of Leakage (Tn)	2375.876 sec	148.492 sec	9.281 sec	0.580 sec
13	Type of release	continuous	instantaneous	instantaneous	instantaneous
DETERMINATION OF RELEASED MASS					
14	Component Mass	17420.242 lbs.			
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
15	Additional Mass	757.615 lbs	12121.846 lbs	193949.530 lbs	775798.122 lbs
16	Available Mass	18177.857 lbs	20594.095 lbs	20594.095 lbs	20594.095 lbs
17	Continuous Release Rate (raten)	3.578 lbs/sec	57.242 lbs/sec	915.873 lbs/sec	14653.965 lbs/sec
	Reduction release factor	0.15			
18	Instantaneous Mass Rate (massn)	8586.307 lbs	20594.095 lbs	20594.095 lbs	20594.095 lbs
	raten X ldn	8586.307 lbs	20594.095 lbs	20594.095 lbs	20594.095 lbs
	ldn	2400 sec	359.772 sec	22.486 sec	1.405 sec
	mass avail / rate n	5080.980 sec	359.772 sec	22.486 sec	1.405 sec
	ldmax,n	40 sec	30 sec	20 sec	- sec
	ldmax x 60	2400 sec	1800 sec	1200 sec	- sec



B. Part B: Probability of Failure

GENERIC FAILURE FREQUENCY (gff)

STEP	Calculate Generic Failure	Units	Calculations			
1	Equipment Type		Vessel/Fin fan			
2	Component Type		COLMID			
3	Hole Sizes	Inch	Small (1/4)	Medium (1)	Large (4)	Rupture (16)
4	Generic Failure Frequencies (gff)	Failures/year	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07
5	Total Generic Failure Frequencies (gfftotal)	Failures/year	3.06E-05			

DAMAGE FACTOR

THINNING DAMAGE FACTOR

STEP	THINNING DAMAGE FACTOR	UNITS	CALCULATION	
1	Number inspections		4	2B
2	Inspection effectiveness category		C	
			Usually Effective	
3	Time in-service (<i>age</i>)	years	11	
4	Nominal Thickness (tnom)	inch	1.772	45.00 mm
5	Minimum thickness of last inspection (trd)	inch	1.753	44.53 mm
6	Corrosion rate (Crbm)	inch/year	0.002	0.043 mm/year
7	Minimum required wall thickness (tmin)	inch	1.485	37.722 mm
	P = internal design pressure	psi	1015.266	7 Mpa
	R = Inside Radius	in	28.228	717 mm
	LOSS = Metal Loss	in	0.019	0.47 mm
	FCA = Future Corrosion Allowance	in	0.118	3 mm
	S = allowable tensile stress	psi	20000.015	137.895 Mpa
	E = weld joint efficiency			1
8	Damage factor parameter (Art)		-0.094	
9	Damage factor for thinning (Dthin)		1	

MANAGEMENT SYSTEM FACTOR

STEP	Calculate Generic Failure	Calculations
1	Leadership and administration (Max 70)	65
2	Process Safety Information (Max 80)	75
3	Process hazard analysis (Max 100)	90
4	Management of change (Max 80)	70
5	Operating procedures (Max 80)	75
6	Safe work practices (Max 85)	75
7	Training (Max 100)	95
8	Mechanical integrity (Max 120)	110
9	Pre-startup safety review	50
10	Emergency response (Max 65)	50
11	Incident investigation (Max 75)	70
12	Contractors (Max 45)	40
13	Audits (Max 40)	35
14	Total Score	900
15	FMS	1



PROBABILITY OF FAILURE CALCULATIONS [Pf(t)]

Estimation Probability of Failure Calculations [Pf (t)] = gff.Df(t).Fms

STEP	PoF Calculations	Units	Calculations			
		Inch	Small (1/4)	Medium (1)	Large (4)	Rupture (16)
1	Generic Failure Frequencies (gff)	Failures/year	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07
		Failures/year	3.06E-05			
2	Damage Factor [Df(t)]		1			
3	Management System Factor (FMS)		1			
4	Probability of Failure	Failures/year	3.06E-05			
5	Pf (t) Category		1			

C. Part C: Consequence of Flammable and Explosive

REPRESENTATIVE MATERIAL					
1	Representative material	C1-C2	Metana, Etana, Etilen, LNG, Fuel Gas		
	The stored fluid phase		Type 0		
2	Equipment's Inventory Category	Gas			
	Mass Inventory	A			
3	Consequence Area Mitigation	20594.095 lbs			
4	Energy Efficiency Factor	0.25			
5	Release type	1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
		4.735	6.255	6.255	6.255
5	Release type	continuous	continuous	instantaneous	instantaneous
RELEASE RATE OR MASS					
6	Sonic release rate (Wn)	4.209 lbs/sec	67.344 lbs/sec	1077.497 lbs/sec	17239.958 lbs/sec
DETECTION AND ISOLATION RATING					
7	Detection rating	B			
8	Isolation rating	B			
EQUIPMENT DAMAGE AREA					
9	Component damage Consequence Areas for Continuous Release at each hole size	Cont AINL		a	108
				b	1
		Cont AIL		a	0
				b	0
10	Component damage Consequence Areas for Instantaneous Release at each hole size	Inst AINL		a	69
				b	1
		Inst AIL		a	0
				b	0
11	Consequence Area for Component Damage AINL and AIL continuous and instantaneous	1/4 in. (CONT)	1 in. (INST)	4 in. (INST)	16 in. (INST)
11a	CA.AINL-CONTcmd	289.788 ft ²	4636.606 ft ²	74185.695 ft ²	1186971.126 ft ²
	effrate AINL-CONTcmd	3.578	57.242	915.873	14653.965
11b	CA.AINL-INSTcmd	71038.126 ft ²	170383.592 ft ²	170383.592 ft ²	170383.592 ft ²
	effrate AINL-INSTcmd	8586.307	20594.095	20594.095	20594.095
11c	CA.AIL-CONTcmd	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²
	effrate AIL-CONTcmd	3.578	57.242	915.873	14653.965
11d	CA.AIL-INSTcmd	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²
	effrate AIL-INSTcmd	8586.307	20594.095	20594.095	20594.095



13	Personel Injury Constanta for Instantaneous Release at each hole size	Inst AINL		a	0.138
		Inst AIL		b	0.922
14	Consequence Area for Personel Injury AINL and AIL continuous/instantaneous	1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
14a	CA.AINL-CONTinj	737.255 ft ²	8203.478 ft ²	91280.561 ft ²	1015683.892 ft ²
	CA.AINL-INSTinj	866.191 ft ²	1469.028 ft ²	1469.028 ft ²	1469.028 ft ²
14b	CA AIL-CONTinj	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²
	CA.AIL-INSTinj	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²
15	Fluids Blending Factor (factICn) Continuous	0.064	1.000	1.000	1.000
	Fluids Blending Factor (factICn) Instantaneous			1	
16	ATT Blending Factor (factATT)	0	0	0	0
17	CA-AINLcmd (cont+inst)	18.647 ft ²	4636.606 ft ²	74185.695 ft ²	1186971.126 ft ²
	CA-AILcmd (cont+inst)	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²
	CA-AINLinj (cont+inst)	47.439 ft ²	8203.478 ft ²	91280.561 ft ²	1015683.892 ft ²
	CA-AILinj (cont+inst)	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²
18	CA-flamcmd,n	18.647 ft ²	4636.606 ft ²	74185.695 ft ²	1186971.126 ft ²
19	CA-flaminj,n	47.439 ft ²	8203.478 ft ²	91280.561 ft ²	1015683.892 ft ²

D. Part D: Risk Matrix

Part D RISK CALCULATIONS					
HOLE SIZES		1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
1.	gff by hole size	8.00E-06 failures/year	2.00E-05 failures/year	2.00E-06 failures/year	6.00E-07 failures/year
2.	gff total	3.06E-05 failures/year			
3.	Fraction contribution of each hole size	0.261 ft ²	0.654 ft ²	0.065 ft ²	0.020 ft ²
4a.	Flammable consequence of equipment damage area	18.647 ft ²	4636.606 ft ²	74185.695 ft ²	1186971.126 ft ²
4b.	Flammable consequence of potential fatalities area	47.439 ft ²	8203.478 ft ²	91280.561 ft ²	1015683.892 ft ²
4.	Flammable consequence result	47.439 ft ²	8203.478 ft ²	91280.561 ft ²	1186971.126 ft ²
5.	Multiply each value in Line 4 by the corresponding fraction in Line 3	12.402 ft ²	5361.751 ft ²	5966.050 ft ²	23273.944 ft ²
6.	Toxic consequence results	-	-	-	-
7.	Multiply each value in Line 6 by the corresponding fraction in Line 3	-	-	-	-
8.	Sum the values from Line 5 for the Flammable Consequence area value	34614.146 ft2			
9.	Sum the values from Line 7. This is the Toxic Consequence area value	0 ft2			
10.	Consequence Category	E			
11.	Likelihood Value from Part B	3.06E-05 failures/year			
12.	Likelihood Category from Part B	1			
13.	Risk Category	Medium High			



3. Pipa Inlet Wet Gas

A. Part A: Consequence of Failure

RELEASE RATE					
1.	Representative material	C1-C2 Metana, Etana, Etilen, LNG, Fuel Gas			
	The stored fluid phase	Gas			
2.	Equipment's Inventory Category	A			
	Mass Inventory	9713.115 lbs			
3	Detection rating	B			
4.	Isolation rating	B			
HOLE SIZES		1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
5.	Leak duration based on detection and isolation systems	40 min	30 min	20 min	0 min
6.	Operating pressure	4.43 Mpa		642.51834 psia	
7.	Phase of the fluid in the equipment	Gas		Liquid	
GAS RELEASE RATE					
8.	Operating temperature	45.66 °C		36.528 °R	
9.	Transition pressure (Ptrans)	24.229 psia			
10.	Is Pstorage > Ptrans ? If yes, circle "sonic" If no, circle "subsonic"	Sonic		Subsonic	
HOLE SIZES		1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
11.	Sonic release rate (Wn)	1.387 lbs/sec	22.184 lbs/sec	354.948 lbs/sec	5679.169 lbs/sec
12	Wmax8	1419.792 lbs/sec			
Step II DETERMINE RELEASE TYPE FOR EACH HOLE SIZE					
13	Duration of Leakage (Tn)	7212.323 sec	450.770 sec	28.173 sec	1.761 sec
14	Type of release	continuous	continuous	instantaneous	instantaneous
DETERMINATION OF RELEASED MASS					
15	Component Mass	91.81475574 lbs.			
HOLE SIZES		1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
16	Additional Mass	249.573 lbs	3993.166 lbs	63890.651 lbs	255562.605 lbs
17	Available Mass	341.388 lbs	4084.980 lbs	9713.115 lbs	9713.115 lbs
18	Continuous Release Rate (raten)	1.179 lbs/sec	18.857 lbs/sec	301.706 lbs/sec	4827.294 lbs/sec
	Reduction release factor (factdi)	0.15			



19	Instantaneous Mass Rate (massn)	290.179 lbs	3472.233 lbs	8256.148 lbs	8256.148 lbs
	raten X ldn	290.179 lbs	3472.233 lbs	8256.148 lbs	8256.148 lbs
	ldn	246.220 sec	184.139 sec	27.365 sec	1.710 sec
	mass avail / rate n	246.220 sec	184.139 sec	27.365 sec	1.710 sec
	ldmax,n	40 minutes	30 minutes	20 minutes	- minutes
	ldmax x 60	2400 sec	1800 sec	1200 sec	- sec

B. Part B: Probability of Failure

GENERIC FAILURE FREQUENCY (gff)

STEP	Calculate Generic Failure	Units	Calculations			
1	Equipment Type		Pipe			
2	Component Type		PIPE-14			
3	Hole Sizes	Inch	Small (1/4)	Medium (1)	Large (4)	Rupture (16)
4	Generic Failure Frequencies (gff)	Failures/year	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07
5	Total Generic Failure Frequencies (gfftotal)	Failures/year	3.06E-05			

DAMAGE FACTOR

THINNING DAMAGE FACTOR

STEP	THINNING DAMAGE FACTOR	UNITS	CALCULATION	
1	Number inspections		4	2B
2	Inspection effectiveness category		C	
3	Time in-service (<i>age</i>)	years	Usually Effective	
3			11	
4	Nominal Thickness (<i>tnom</i>)	inch	0.939	23.852 mm
5	Minimum thickness of last inspection (<i>trd</i>)	inch	0.898	22.82 mm
6	Corrosion rate (<i>Crbm</i>)	inch/year	0.004	0.094 mm/year
7	Minimum required wall thickness (<i>tmin</i>)	inch	0.385	9.785 mm
	P = internal design pressure	psi	1015.266	7 Mpa
	R = Inside Radius	in	6.061	153.948 mm
	LOSS = Metal Loss	in	0.041	1.03 mm
	FCA = Future Corrosion Allowance	in	0.118	3 mm
	S = allowable tensile stress	psi	20000.015	137.895 Mpa
	E = weld joint efficiency			0.85
8	Damage factor parameter (<i>Art</i>)		-0.785	
9	Damage factor for thinning (<i>Dthin</i>)		1	



SCC HIC/SOHIC-H2S DAMAGE FACTOR

STEP	PARAMETER OF SCC DAMAGE FACTOR	CALCULATION	
1	Number inspections	4	2B
2	Inspection effectiveness category	C	
3	Time in-service/age (year)	Usually Effective	
4	pH Water	11	
5	Content of water	7.6-8.3	
6	Environmental Severity	2200 ppm	1000-10000 ppm
7	Susceptibility for cracking	Moderate	
		Material	High Sulfur Steel (1)> 0.01% S
		As-welded	PWHT
		High	Medium
8	Severity index (SVI)	10	
9	Base Damage Factor	1	
10	Escalation of damage factor based on time service	13.98079777	

MANAGEMENT SYSTEM FACTOR

STEP	Calculate Generic Failure	Calculations
1	Leadership and administration (Max 70)	65
2	Process Safety Information (Max 80)	75
3	Process hazard analysis (Max 100)	90
4	Management of change (Max 80)	70
5	Operating procedures (Max 80)	75
6	Safe work practices (Max 85)	75
7	Training (Max 100)	95
8	Mechanical integrity (Max 120)	110
9	Pre-startup safety review	50
10	Emergency response (Max 65)	50
11	Incident investigation (Max 75)	70
12	Contractors (Max 45)	40
13	Audits (Max 40)	35
14	Total Score	900
15	FMS	1

PROBABILITY OF FAILURE CALCULATIONS [Pf(t)]

Estimation Probability of Failure Calculations [Pf(t)] = gff.Df(t).Fms

STEP	PoF Calculations	Units	Calculations			
1	Generic Failure Frequencies (gff)	Inch	Small (1/4)	Medium (1)	Large (4)	Rupture (16)
		Failures/year	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07
		Failures/year	3.06E-05			
2	Damage Factor [Df(t)]		14.98079777			
3	Management System Factor (FMS)		1			
4	Probability of Failure	Failures/year	4.58E-04			
5	Pf (t) Category		1			



C. Part C1: Consequence of Flammable and Explosive

REPRESENTATIVE MATERIAL					
1	Representative material	C1-C2	Metana, Etana, Eilen, LNG, Fuel Gas		
	The stored fluid phase		Type 0		
2	Equipment's Inventory Category	A			
	Mass Inventory	20594.095 lbs			
3	Consequence Area Mitigation	0.25			
4	Energy Efficiency Factor	1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
		1.149	3.162	4.667	4.667
5	Release type	continuous	continuous	instantaneous	instantaneous
RELEASE RATE OR MASS					
6	Sonic release rate (W n)	1.436 lbs/sec	22.979 lbs/sec	367.667 lbs/sec	5882.676 lbs/sec
DETECTION AND ISOLATION RATING					
7	Detection rating	B			
8	Isolation rating	B			
EQUIPMENT DAMAGE AREA					
9	Component damage Consequence Areas for Continuous Release at each hole size	Cont AINL		a	43
				b	0.98
		Cont AIL		a	280
				b	0.95
10	Component damage Consequence Areas for Instantaneous Release at each hole size	Inst AINL		a	41
				b	0.67
		Inst AIL		a	1079
				b	0.62
11	Consequence Area for Component Damage AINL and AIL continuous and instantaneous	1/4 in. (CONT)	1 in. (INST)	4 in. (INST)	16 in. (INST)
11a	CA.AINL-CONTcmd	37.883 ft²	573.435 ft²	8680.041 ft²	131389.108 ft²
	effrate AINL-CONTcmd	1.179 lbs/sec	18.857 lbs/sec	301.706 lbs/sec	4827.294 lbs/sec
11b	CA.AINL-INSTcmd	294.296 ft²	1552.405 ft²	2773.563 ft²	2773.563 ft²
	effrate AINL-INSTcmd	290.179 lbs/sec	3472.233 lbs/sec	8256.148 lbs/sec	8256.148 lbs/sec
11c	CA.AIL-CONTcmd	245.469 ft²	3419.085 ft²	47623.778 ft²	663342.507 ft²
	effrate AIL-CONTcmd	1.179 lbs/sec	18.857 lbs/sec	301.706 lbs/sec	4827.294 lbs/sec
11d	CA.AIL-INSTcmd	27223.004 ft²	126841.168 ft²	46498.261 ft²	46498.261 ft²
	effrate AIL-INSTcmd	290.179 lbs/sec	3472.233 lbs/sec	8256.148 lbs/sec	8256.148 lbs/sec
12	Personel Injury Constanta for Continuous Release at each hole size	Cont AINL		a	110
				b	0.96
		Cont AIL		a	745
				b	0.92
13	Personel Injury Constanta for Instantaneous Release at each hole size	Inst AINL		a	790
				b	0.67
		Inst AIL		a	3100
				b	0.63



14	Consequence Area for Personnel Injury AINL and AIL continuous/instantaneous	1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
14a	CA.AINL-CONTinj	96.593 ft ²	1383.245 ft ²	19808.625 ft ²	283667.459 ft ²
	CA.AINL-INSTinj	30993.188 ft ²	34322.490 ft ²	34309.511 ft ²	34309.511 ft ²
14b	CA AIL-CONTinj	649.911 ft ²	1010596.368 ft ²	146199.111 ft ²	146199.111 ft ²
	CA.AIL-INSTinj	72020.643 ft ²	125021.549 ft ²	146199.111 ft ²	146199.111 ft ²
15	Fluids Blending Factor (factICn) Continuous	0.021	0.339	1	1
	Fluids Blending Factor (factICn) Instantaneous	1			
16	AIT Blending Factor (factAIT)	0	0	0	0
17	CA-AINLcmd (cont+inst)	0.803 ft ²	194.479 ft ²	8680.041 ft ²	131389.108 ft ²
	CA-AILcmd (cont+inst)	5.203 ft ²	1159.575 ft ²	47623.778 ft ²	663342.507 ft ²
	CA-AINLinj (cont+inst)	2.047 ft ²	469.124 ft ²	19808.625 ft ²	283667.459 ft ²
	CA-AILinj (cont+inst)	13.776 ft ²	342741.502 ft ²	146199.111 ft ²	146199.111 ft ²
18	CA-flam cmd,n	0.803 ft ²	194.479 ft ²	8680.041 ft ²	131389.108 ft ²
	CA-flam inj,n	2.047 ft ²	469.124 ft ²	19808.625 ft ²	283667.459 ft ²

D. Part D: Risk Matrix

Part D RISK CALCULATIONS					
HOLESIZES		1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
1.	gff by hole size	8.00E-06 failures/year	2.00E-05 failures/year	2.00E-06 failures/year	6.00E-07 failures/year
2.	gff total	3.06E-05 failures/year			
3.	Fraction contribution of each hole size	0.261 ft ²	0.654 ft ²	0.065 ft ²	0.020 ft ²
4a.	Flammable consequence of equipment damage area	0.803 ft ²	194.479 ft ²	8680.041 ft ²	131389.108 ft ²
4b.	Flammable consequence of potential fatalities area	2.047 ft ²	469.124 ft ²	19808.625 ft ²	283667.459 ft ²
4.	Flammable consequence result	2.047 ft²	469.124 ft²	19808.625 ft²	283667.459 ft²
5.	Multiply each value in Line 4 by the corresponding fraction in Line 3	0.535 ft ²	306.617 ft ²	1294.681 ft ²	5562.107 ft ²
6.	Toxic consequence results	0 ft ²	0 ft ²	0 ft ²	0 ft ²
7.	Multiply each value in Line 6 by the corresponding fraction in Line 3	0 ft ²	0 ft ²	0 ft ²	0 ft ²
8.	Sum the values from Line 5 for the Flammable Consequence area value	7163.941 ft²			
9.	Sum the values from Line 7. This is the Toxic Consequence area value	0 ft ²			
10.	Consequence Category	D			
11.	Likelihood Value from Part B	4.58E-04 failures/year			
12.	Likelihood Category from Part B	I			
13.	Risk Category	Medium			



4. Pipa Outlet Gas

A. Part A: Consequence of Failure

RELEASE RATE					
1.	Representative material	C1-C2 Metana, Etana, Etilen, LNG, Fuel Gas			
	The stored fluid phase	Gas			
2.	Equipment's Inventory Category	A			
	Mass Inventory	20594,09453 lbs			
3.	Detection rating	B			
4.	Isolation rating	B			
HOLE SIZES		1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
5.	Leak duration based on detection and isolation systems	40 min	30 min	20 min	0 min
6.	Operating pressure	4.43 Mpa		642.51834 psia	
7.	Phase of the fluid in the equipment	Gas		Liquid	
GAS RELEASE RATE					
8.	Operating temperature	45.66 °C		36.48 °R	
9.	Transition pressure (Ptrans)	24.229 psia			
10.	Is Pstorage > Ptrans ? If yes, circle "sonic" If no, circle "subsonic"	Sonic		Subsonic	
HOLE SIZES		1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
11.	Sonic release rate (Wn)	1.387 lbs/sec	22.199 lbs/sec	355.186 lbs/sec	5682.975 lbs/sec
12.	Wmax8	1420,744 lbs/sec			
Step II DETERMINE RELEASE TYPE FOR EACH HOLE SIZE					
13.	Duration of Leakage (Tn)	7207.492 sec	450.468 sec	28.154 sec	1.760 sec
14.	Type of release	continuous	continuous	instantaneous	instantaneous
DETERMINATION OF RELEASED MASS					
15.	Component Mass	92.266 lbs.			
HOLE SIZES		1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
16.	Additional Mass	249.740 lbs	3995.842 lbs	63933.470 lbs	255733.881 lbs
17.	Available Mass	342.006 lbs	4088.108 lbs	9713.115 lbs	9713.115 lbs
18.	Continuous Release Rate (raten)	1.179 lbs/sec	18.869 lbs/sec	301.908 lbs/sec	4830.529 lbs/sec
	Reduction release factor (factdi)	0.15			



19	Instantaneous Mass Rate (massn)	290.705 lbs	3474.892 lbs	8256.148 lbs	8256.148 lbs
	raten X ldn	290.705 lbs	3474.892 lbs	8256.148 lbs	8256.148 lbs
	ldn	246.501 sec	184.156 sec	27.347 sec	1.709 sec
	ldmax,n	40 minutes	30 minutes	20 minutes	- minutes
	ldmax x 60	2400 sec	1800 sec	1200 sec	- sec

B. Part B: Probability of Failure

GENERIC FAILURE FREQUENCY (gff)

STEP	Calculate Generic Failure	Units	Calculations			
1	Equipment Type		Pipe			
2	Component Type		PIPE-14			
3	Hole Sizes	Inch	Small (1/4)	Medium (1)	Large (4)	Rupture (16)
4	Generic Failure Frequencies (gff)	Failures/year	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07
5	Total Generic Failure Frequencies (gfftotal)	Failures/year	3.06E-05			

DAMAGE FACTOR THINNING DAMAGE FACTOR

STEP	THINNING DAMAGE FACTOR	UNITS	CALCULATION	
1	Number inspections		4	2B
2	Inspection effectiveness category		C	
3	Time in-service (<i>age</i>)	years	Usually Effective 11	
4	Nominal Thickness (tnom)	inch	0.938	23.82 mm
5	Minimum thickness of last inspection (trd)	inch	0.879	22.33 mm
6	Corrosion rate (Crbm)	inch/year	0.005	0.135 mm/year
7	Minimum required wall thickness (tmin)	inch	0.386	9.814 mm
	P = internal design pressure	psi	1015.266	7 Mpa
	R = Inside Radius	in	6.060944882	153.948 mm
	LOSS = Metal Loss	in	0.059	1.49 mm
	FCA = Future Corrosion Allowance	in	0.118	3 mm
	S = allowable tensile stress	psi	20000.015	137.895 Mpa
	E = weld joint efficiency			0.85
8	Damage factor parameter (Art)		-0.743	
9	Damage factor for thinning (Dfthin)		1	



MANAGEMENT SYSTEM FACTOR

STEP	Calculate Generic Failure	Calculations
1	Leadership and administration (Max 70)	65
2	Process Safety Information (Max 80)	75
3	Process hazard analysis (Max 100)	90
4	Management of change (Max 80)	70
5	Operating procedures (Max 80)	75
6	Safe work practices (Max 85)	75
7	Training (Max 100)	95
8	Mechanical integrity (Max 120)	110
9	Pre-startup safety review	50
10	Emergency response (Max 65)	50
11	Incident investigation (Max 75)	70
12	Contractors (Max 45)	40
13	Audits (Max 40)	35
14	Total Score	900
15	FMS	1

PROBABILITY OF FAILURE CALCULATIONS [Pf(t)]

Estimation Probability of Failure Calculations [Pf(t)] = gff.Df(t).Fms

STEP	PoF Calculations	Units	Calculations			
		Inch	Small (1/4)	Medium (1)	Large (4)	Rupture (16)
1	Generic Failure Frequencies (gff)	Failures/year	8,00E-06	2,00E-05	2,00E-06	6,00E-07
		Failures/year	3,06E-05			
			1			
2	Damage Factor [Df(t)]		1			
3	Management System Factor (FMS)		1			
4	Probability of Failure	Failures/year	3,06E-05			
5	Pf(t) Category		1			

C. Part C1: Consequence of Flammable and Explosive

REPRESENTATIVE MATERIAL					
1	Representative material	C1-C2	Metana, Etana, Etilen, LNG, Fuel Gas		
	The stored fluid phase		Type 0		
2	Equipment's Inventory Category	Gas			
	Mass Inventory	A			
3	Consequence Area Mitigation	20594.095 lbs			
		0.25			
4	Energy Efficiency Factor	1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
		1.146	3.164	4.667	4.667
5	Release type	continuous	continuous	instantaneous	instantaneous
RELEASE RATE OR MASS					
6	Sonic release rate (W _n)	1.387	22.199	355.186	5682.975
		lbs/sec	lbs/sec	lbs/sec	lbs/sec
DETECTION AND ISOLATION RATING					
7	Detection rating	B			
8	Isolation rating	B			



EQUIPMENT DAMAGE AREA					
9	Component damage Consequence Areas for Continuous Release at each hole size	Cont AINL		a	43
				b	0.98
		Cont AIL		a	280
				b	0.95
10	Component damage Consequence Areas for Instantaneous Release at each hole size	Inst AINL		a	41
				b	0.67
		Inst AIL		a	1079
				b	0.62
11	Consequence Area for Component Damage AINL and AIL continuous and instantaneous	1/4 in. (CONT)	1 in. (INST)	4 in. (INST)	16 in. (INST)
11a	CA.AINL-CONTcmd	37.908 ft ²	573.812 ft ²	8685.742 ft ²	131475.402 ft ²
	effrate AINL-CONTcmd	1.179	18.869	301.908	4830.529
11b	CA.AINL-INSTcmd	294.653 ft ²	1553.201 ft ²	2773.563 ft ²	2773.563 ft ²
	effrate AINL-INSTcmd	290.705	3474.892	8256.148	8256.148
11c	CA.AIL-CONTcmd	245.625 ft ²	3421.262 ft ²	47654.099 ft ²	663764.838 ft ²
	effrate AIL-CONTcmd	1.179	18.869	301.908	4830.529
11d	CA.AIL-INSTcmd	27253.575 ft ²	126901.367 ft ²	46498.261 ft ²	46498.261 ft ²
	effrate AIL-INSTcmd	290.705	3474.892	8256.148	8256.148
12	Personel Injury Constanta for Continuous Release at each hole size	Cont AINL		a	110
				b	0.96
		Cont AIL		a	745
				b	0.92
13	Personel Injury Constanta for Instantaneous Release at each hole size	Inst AINL		a	790
				b	0.67
		Inst AIL		a	3100
				b	0.63
14	Consequence Area for Personel Injury AINL and AIL continuous and instantaneous	1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
14a	CA.AINL-CONTinj	96.655 ft ²	1384.135 ft ²	19821.370 ft ²	283849.964 ft ²
	CA.AINL-INSTinj	31103.485 ft ²	34319.856 ft ²	34309.511 ft ²	34309.511 ft ²
14b	CA.AIL-CONTinj	650.312 ft ²	1011308.163 ft ²	146199.111 ft ²	146199.111 ft ²
	CA.AIL-INSTinj	72300.644 ft ²	125029.280 ft ²	146199.111 ft ²	146199.111 ft ²
15	Fluids Blending Factor (factICn) Continuous	0.021	0.339	1	1
	Fluids Blending Factor (factICn) Instantaneous	1			
16	AIT Blending Factor (factAIT)	0	0	0	0



17	CA-AINLcmd (cont+inst)	0.804 ft ²	194.737 ft ²	8685.742 ft ²	131475.402 ft ²
	CA-AILcmd (cont+inst)	5.210 ft ²	1161.091 ft ²	47654.099 ft ²	663764.838 ft ²
	CA-AINLinj (cont+inst)	2.050 ft ²	469.741 ft ²	19821.370 ft ²	283849.964 ft ²
	CA-AILinj (cont+inst)	13.794 ft ²	343212.769 ft ²	146199.111 ft ²	146199.111 ft ²
18	CA-flam cmd,n	0.804 ft ²	194.737 ft ²	8685.742 ft ²	131475.402 ft ²
19	CA-flam inj,n	2.050 ft ²	469.741 ft ²	19821.370 ft ²	283849.964 ft ²

D. Part D: Risk Matrix

HOLESIZES		1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
1.	gff by hole size	8.00E-06 failures/year	2.00E-05 failures/year	2.00E-06 failures/year	6.00E-07 failures/year
2.	gff total	3.06E-05 failures/year			
3.	Fraction contribution of each hole size	0.261 ft ²	0.654 ft ²	0.065 ft ²	0.020 ft ²
4a.	Flammable consequence of equipment damage area	0.804 ft ²	194.737 ft ²	8685.742 ft ²	131475.402 ft ²
4b.	Flammable consequence of potential fatalities area	2.050 ft ²	469.741 ft ²	19821.370 ft ²	283849.964 ft ²
4.	Flammable consequence result	2.050 ft ²	469.741 ft ²	19821.370 ft ²	283849.964 ft ²
5.	Multiply each value in Line 4 by the corresponding fraction in Line 3	0.536 ft ²	307.020 ft ²	1295.514 ft ²	5565.686 ft ²
6.	Toxic consequence results	0 ft ²	0 ft ²	0 ft ²	0 ft ²
7.	Multiply each value in Line 6 by the corresponding fraction in Line 3	0 ft ²	0 ft ²	0 ft ²	0 ft ²
8.	Sum the values from Line 5 for the Flammable Consequence area value	7168.756 ft2			
9.	Sum the values from Line 7. This is the Toxic Consequence area value	0 ft2			
10.	Consequence Category	D			
11.	Likelihood Value from Part B	3.06E-05 failures/year			
12.	Likelihood Category from Part B	1			
13.	Risk Category	Medium			



5. Pipa Inlet Glikol

A.Part A: Consequence of Failure

RELEASE RATE					
1.	Representative material	C1-C2 Metana, Etana, Etilen, LNG, Fuel Gas			
	The stored fluid phase	Gas			
2.	Equipment's Inventory Category	A			
	Mass Inventory	20594.095 lbs			
3	Detection rating	B			
4.	Isolation rating	B			
HOLE SIZES		1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
5.	Leak duration based on detection and isolation systems	40 min	30 min	20 min	0 min
6.	Operating pressure	5.14 Mpa		745.495 psi	
7.	Phase of the fluid in the equipment	Gas		Liquid	
GAS RELEASE RATE					
8.	Operating temperature	47.8 °C		38.24 °R	
9.	Transition pressure (Ptrans)	24.229 psia			
LIQUID RELEASE RATE					
10	Release rate (Wn)	4.211 lb/sec	67.374 lb/sec	1077.985 lb/sec	17247.767 lb/sec
11	Wmax8	4311.942 lbs/sec			
Step II DETERMINE RELEASE TYPE FOR EACH HOLE SIZE					
12	Duration of Leakage (Tn)	2374.800 sec	148.425 sec	9.277 sec	0.580 sec
13	Type of release	continuous	instantaneous	instantaneous	instantaneous
DETERMINATION OF RELEASED MASS					
14	Component Mass	71.144 lbs.			
		1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
15	Additional Mass	757.959 lbs	12127.336 lbs	194037.376 lbs	776149.505 lbs
16	Available Mass	829.103 lbs	12198.480 lbs	20594.095 lbs	20594.095 lbs
17	Continuous Release Rate (raten)	3.579 lbs/sec	57.268 lbs/sec	916.288 lbs/sec	14660.602 lbs/sec
	Reduction release factor (factdi)	0.15			
18	Instantaneous Mass Rate (massn)	829.103 lbs	12198.480 lbs	20594.095 lbs	20594.095 lbs
	raten X ldn	829.103 lbs	12198.480 lbs	20594.095 lbs	20594.095 lbs
	ldn	231.642 sec	213.007 sec	22.476 sec	1.405 sec
	mass avail / rate n	231.642 sec	213.007 sec	22.476 sec	1.405 sec
	ldmax,n	40 minutes	30 minutes	20 minutes	- minutes
	ldmax x 60	2400 sec	1800 sec	1200 sec	- sec



B. Part B: Probability of Failure

GENERIC FAILURE FREQUENCY (gff)

STEP	Calculate Generic Failure	Units	Calculations			
1	Equipment Type		Pipe			
2	Component Type		PIPE-3			
3	Hole Sizes	Inch	Small (1/4)	Medium (1)	Large (4)	Rupture (16)
4	Generic Failure Frequencies (gff)	Failures/year	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07
5	Total Generic Failure Frequencies (gfftotal)	Failures/year	3.06E-05			

DAMAGE FACTOR

THINNING DAMAGE FACTOR

STEP	THINNING DAMAGE FACTOR	UNITS	CALCULATION	
1	Number inspections		4	2B
2	Inspection effectiveness category		C	
3	Time in-service (<i>age</i>)	years	Usually Effective	
3	Time in-service (<i>age</i>)	years	11	
4	Nominal Thickness (tnom)	inch	0.438	11.125 mm
5	Minimum thickness of last inspection (trd)	inch	0.410	10.42 mm
6	Corrosion rate (Crbm)	inch/year	0.003	0.064 mm/year
7	Minimum required wall thickness (tmin)	inch	0.069	1.745 mm
	P = internal design pressure	psi	1015.266	7 Mpa
	R = Inside Radius	in	1.312	33.325 mm
	LOSS = Metal Loss	in	0.028	0.71 mm
	FCA = Future Corrosion Allowance	in	0.118	3 mm
	S = allowable tensile stress	psi	20000.015	137.895 Mpa
	E = weld joint efficiency		1	
	Damage factor parameter (Art)		-1.196074626	
9	Damage factor for thinning (Dthin)		1	

MANAGEMENT SYSTEM FACTOR

STEP	Calculate Generic Failure	Calculations
1	Leadership and administration (Max 70)	65
2	Process Safety Information (Max 80)	75
3	Process hazard analysis (Max 100)	90
4	Management of change (Max 80)	70
5	Operating procedures (Max 80)	75
6	Safe work practices (Max 85)	75
7	Training (Max 100)	95
8	Mechanical integrity (Max 120)	110
9	Pre-startup safety review	50
10	Emergency response (Max 65)	50
11	Incident investigation (Max 75)	70
12	Contractors (Max 45)	40
13	Audits (Max 40)	35
14	Total Score	900
15	FMS	1



PROBABILITY OF FAILURE CALCULATIONS [Pf(t)]

Estimation Probability of Failure Calculations $[Pf(t)] = gffDf(t)Fms$

STEP	PoF Calculations	Units	Calculations			
		In ch	Small (1/4)	Medium (1)	Large (4)	Rupture (16)
1	Generic Failure Frequencies (gff)	Failures/year	8,00E-06	2,00E-05	2,00E-06	6,00E-07
		Failures/year	3,06E-05			
			1			
2	Damage Factor [Df(t)]		1			
3	Management System Factor (FMS)		1			
4	Probability of Failure	Failures/year	3,06E-05			
5	Pf (t) Category		1			

C. Part C1: Consequence of Flammable and Explosive

REPRESENTATIVE MATERIAL					
1	Representative material	C1-C2	Contoh bentuk fluida		
	Type 0				
	The stored fluid phase	Gas			
2	Equipment's Inventory Category	A			
	Mass Inventory	1699.927 lbs			
3	Consequence Area Mitigation	0.25			
4	Energy Efficiency Factor	1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
		0.674	5.345	6.255	6.255
5	Release type	continuous	continuous	instantaneous	instantaneous
RELEASE RATE OR MASS					
6	Sonic release rate (Wn)	1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
		4.211	67.374	1077.985	17247.767
		lbs/sec	lbs/sec	lbs/sec	lbs/sec
DETECTION AND ISOLATION RATING					
7	Detection rating	B			
8	Isolation rating	B			
EQUIPMENT DAMAGE AREA					
9	Component damage Consequence Areas for Continuous Release at each hole size	Cont AINL		a	108
				b	1
		Cont AIL		a	0
				b	0
10	Component damage Consequence Areas for Instantaneous Release at each hole size	Inst AINL		a	69
				b	1
		Inst AIL		a	0
				b	0
11	Consequence Area for Component Damage AINL and AIL continuous and instantaneous	1/4 in.(CONT)	1 in. (INST)	4 in. (INST)	16 in. (INST)
11a	CA.AINL-CONTcmd	289.919 ft ²	4638.706 ft ²	74219.296 ft ²	1187508.743 ft ²
	effrate AINL-CONTcmd	3.579	57.268	916.288	14660.602
11b	CA.AINL-INSTcmd	6859.515 ft ²	100923.149 ft ²	170383.592 ft ²	170383.592 ft ²
	effrate AINL-INSTcmd	829.103	12198.480	20594.095	20594.095



11c	CA.AIL-CONTcmd	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²
	effrate AIL-CONTcmd	3.579	57.268	916.288	14660.602
11d	CA.AIL-INSTcmd	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²
	effrate AIL-INSTcmd	829.103	12198.480	20594.095	20594.095
12	Personel Injury Constanta for Continuous Release at each hole size	Cont AINL		a	324.7
				b	0.869
		Cont AIL		a	0
				b	0
13	Personel Injury Constanta for Instantaneous Release at each hole size	Inst AINL		a	0.138
				b	0.922
		Inst AIL		a	0
				b	0
14	Consequence Area for Personel Injury AINL and AIL continuous/instantaneous	1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
14a	CA.AINL-CONTinj	737.545 ft ²	8206.707 ft ²	91316.488 ft ²	1016083.651 ft ²
	CA.AINL-INSTinj	704.697 ft ²	1060.701 ft ²	1469.028 ft ²	1469.028 ft ²
14b	CA AIL-CONTinj	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²
	CA.AIL-INSTinj	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²
15	Fluids Blending Factor (factICn) Continuous	0.064	1.000	1.000	1.000
	Fluids Blending Factor (factICn) Instantaneous	1			
16	AIT Blending Factor (factAIT)	0	0	0	0
17	CA-AINLcmd (cont+inst)	18.664 ft ²	4638.706 ft ²	74219.296 ft ²	1187508.743 ft ²
	CA-AILcmd (cont+inst)	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²
	CA-AINLinj (cont+inst)	47.479 ft ²	8206.707 ft ²	91316.488 ft ²	1016083.651 ft ²
	CA-AILinj (cont+inst)	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²
18	CA-flam cmd,n	18.664 ft ²	4638.706 ft ²	74219.296 ft ²	1187508.743 ft ²
19	CA-flam inj,n	47.479 ft ²	8206.707 ft ²	91316.488 ft ²	1016083.651 ft ²



D. Part D: Risk Matrix

HOLE SIZES		1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
1.	gff by hole size	8.00E-06 failures/year	2.00E-05 failures/year	2.00E-06 failures/year	6.00E-07 failures/year
2.	gff total	3.06E-05 failures/year			
3.	Fraction contribution of each hole size	0.261 ft ²	0.654 ft ²	0.065 ft ²	0.020 ft ²
4a.	Flammable consequence of equipment damage area	18.664 ft ²	4638.706 ft ²	74219.296 ft ²	1187508.743 ft ²
4b.	Flammable consequence of potential fatalities area	47.479 ft ²	8206.707 ft ²	91316.488 ft ²	1016083.651 ft ²
4.	Flammable consequence result	47.479 ft ²	8206.707 ft ²	91316.488 ft ²	##### ft ²
5.	Multiply each value in Line 4 by the corresponding fraction in Line 3	12.413 ft ²	5363.861 ft ²	5968.398 ft ²	23284.485 ft ²
6.	Toxic consequence results	0 ft ²	0 ft ²	0 ft ²	0 ft ²
7.	Multiply each value in Line 6 by the corresponding fraction in Line 3	0 ft ²	0 ft ²	0 ft ²	0 ft ²
8.	Sum the values from Line 5 for the Flammable Consequence area value	34629.157 ft2			
9.	Sum the values from Line 7. This is the Toxic Consequence area value	0 ft2			
10.	Consequence Category	E			
11.	Likelihood Value from Part B	3.06E-05 failures/year			
12.	Likelihood Category from Part B	1			
13.	Risk Category	Medium High			



6. Pipa Outlet Glikol

A. Part A: Consequence of Failure

RELEASE RATE					
1.	Representative material	C1-C2 Metana, Etana, Etilen, LNG, Fuel Gas			
	The stored fluid phase	Gas			
2.	Equipment's Inventory Category	A			
	Mass Inventory	20594.0945		lbs	
3.	Detection rating	B			
4.	Isolation rating	B			
HOLE SIZES		1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
5.	Leak duration based on detection and isolation systems	40 min	30 min	20 min	0 min
6.	Operating pressure	4.52 Mpa		655.57176 psi	
7.	Phase of the fluid in the equipment	Gas		Liquid	
GAS RELEASE RATE					
8.	Operating temperature	45.4 °C		36.32 °R	
9.	Transition pressure (Ptrans)	24.229 psi			
HOLE SIZES		1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
10.	Release rate	4.211 lb/sec	67.374 lb/sec	1077.985 lb/sec	17247.767 lb/sec
11.	Wmax8	4311.942 lbs/sec			
DETERMINE RELEASE TYPE FOR EACH HOLE SIZE					
12.	Duration of Leakage (Tn)	2374.800 sec	148.425 sec	9.277 sec	0.580 sec
13.	Type of release	continuous	instantaneous	instantaneous	instantaneous
DETERMINATION OF RELEASED MASS					
14.	Component Mass	71.145 lbs.			
		1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
15.	Additional Mass	757.959 lbs	12127.336 lbs	194037.376 lbs	776149.505 lbs
16.	Available Mass	829.103 lbs	12198.481 lbs	20594.095 lbs	20594.095 lbs
17.	Continuous Release Rate (raten)	3.579 lbs/sec	57.268 lbs/sec	916.288 lbs/sec	14660.602 lbs/sec
	Reduction release factor (factdi)	0.15			
18.	Instantaneous Mass Rate (massn)	829.103 lbs	12198.481 lbs	20594.095 lbs	20594.095 lbs
	raten X ldn	829.103 lbs	12198.481 lbs	20594.095 lbs	20594.095 lbs
	ldn	231.642 sec	213.007 sec	22.476 sec	1.405 sec
	mass avail / rate n	231.642 sec	213.007 sec	22.476 sec	1.405 sec
	ldmax,n	40 minutes	30 minutes	20 minutes	- minutes
	ldmax x 60	2400 sec	1800 sec	1200 sec	- sec



B. Part B: Probability of Failure

GENERIC FAILURE FREQUENCY (gff)

STEP	Calculate Generic Failure	Units	Calculations			
1	Equipment Type		Pipe			
2	Component Type		PIPE-2			
3	Hole Sizes	Inch	Small (1/4)	Medium (1)	Large (4)	Rupture (16)
4	Generic Failure Frequencies (gff)	Failures/year	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07
5	Total Generic Failure Frequencies (gfftotal)	Failures/year	3.06E-05			

DAMAGE FACTOR

THINNING DAMAGE FACTOR

STEP	THINNING DAMAGE FACTOR	UNITS	CALCULATION	
1	Number inspections		4	2B
2	Inspection effectiveness category		C	
			Usually Effective	
3	Time in-service (<i>age</i>)	years	11	
4	Nominal Thickness (<i>tnom</i>)	inch	0.154	3.912 mm
5	Minimum thickness of last inspection (<i>trd</i>)	inch	0.137	3.49 mm
6	Corrosion rate (<i>Crbm</i>)	inch/year	0.002	0.038 mm/year
7	Minimum required wall thickness (<i>tmin</i>)	inch	0.066	1.683 mm
	P = internal design pressure	psi	1015.266	7 Mpa
	R = Inside Radius	in	1.033	26.251 mm
	LOSS = Metal Loss	in	0.017	0.42 mm
	FCA = Future Corrosion Allowance	in	0.000	0 mm
	S = allowable tensile stress	psi	16699.965	115.142 Mpa
	E = weld joint efficiency		1	
8	Damage factor parameter (<i>Art</i>)		-1.074	
9	Damage factor for thinning (<i>Dthin</i>)		1	

MANAGEMENT SYSTEM FACTOR

STEP	Calculate Generic Failure	Calculations
1	Leadership and administration (Max 70)	65
2	Process Safety Information (Max 80)	75
3	Process hazard analysis (Max 100)	90
4	Management of change (Max 80)	70
5	Operating procedures (Max 80)	75
6	Safe work practices (Max 85)	75
7	Training (Max 100)	95
8	Mechanical integrity (Max 120)	110
9	Pre-startup safety review	50
10	Emergency response (Max 65)	50
11	Incident investigation (Max 75)	70
12	Contractors (Max 45)	40
13	Audits (Max 40)	35
14	Total Score	900
15	FMS	1



PROBABILITY OF FAILURE CALCULATIONS [Pf(t)]

Estimation Probability of Failure Calculations [Pf(t)] = g.ft.Df(t).Fms

STEP	PoF Calculations	Units	Calculations			
1	Generic Failure Frequencies (gff)	In ch	Small (1/4)	Medium (1)	Large (4)	Rupture (16)
		Failures/year	8,00E-06	2,00E-05	2,00E-06	6,00E-07
		Failures/year	3,06E-05			
2	Damage Factor [Df(t)]		1			
3	Management System Factor (FMS)		1			
4	Probability of Failure	Failures/year	3,06E-05			
5	Pf (t) Category		1			

C. Part C1: Consequence of Flammable and Explosive

REPRESENTATIVE MATERIAL					
1	Representative material	C1-C2	Metana, Etana, Etilen, LNG, Fuel Gas		
	The stored fluid phase		Type 0		
2	Equipment's Inventory Category	A			
	Mass Inventory	20594.095 lbs			
3	Consequence Area Mitigation	0.25			
4	Energy Efficiency Factor	1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
		0.674	5.345	6.255	6.255
5	Release type	CONT	INST	INST	INST
RELEASE RATE OR MASS					
6	Sonic release rate (Wn)	1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
		4.211	67.374	1077.985	17247.767
		lbs/sec	lbs/sec	lbs/sec	lbs/sec
DETECTION AND ISOLATION RATING					
7	Detection rating	B			
8	Isolation rating	B			
EQUIPMENT DAMAGE AREA					
9	Component damage Consequence Areas for Continuous Release at each hole size	Cont AINL	a	108	
			b	1	
		Cont AIL	a	0	
			b	0	
10	Component damage Consequence Areas for Instantaneous Release at each hole size	Inst AINL	a	69	
			b	1	
		Inst AIL	a	0	
			b	0	
11	Consequence Area for Component Damage AINL and AIL continuous and instantaneous	1/4 in. (CONT)	1 in. (INST)	4 in. (INST)	16 in. (INST)
11a	CA.AINL-CONTcmd	289.919 ft ²	4638.706 ft ²	74219.296 ft ²	1187508.743 ft ²
	effrate AINL-CONTcmd	3.579	57.268	916.288	14660.602
11b	CA.AINL-INSTcmd	6859.518 ft ²	100923.153 ft ²	170383.592 ft ²	170383.592 ft ²
	effrate AINL-INSTcmd	829.103	12198.481	20594.095	20594.095



11c	CA.AIL-CONTcmd	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²
	effrate AIL-CONTcmd	3.579	57.268	916.288	14660.602
11d	CA.AIL-INSTcmd	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²
	effrate AIL-INSTcmd	829.103	12198.481	20594.095	20594.095
12	Personel Injury Constanta for Continuous Release at each hole size	Cont AINL		a	324.7
				b	0.869
		Cont AIL		a	0
				b	0
13	Personel Injury Constanta for Instantaneous Release at each hole size	Inst AINL		a	0.138
				b	0.922
		Inst AIL		a	0
				b	0
14	Consequence Area for Personel Injury AINL and AIL continuous/instantaneous	1/4 in.	1 in.	4 in.	16 in.
15a	CA.AINL-CONTinj	737.545 ft ²	8206.707 ft ²	91316.488 ft ²	1016083.651 ft ²
	CA.AINL-INSTinj	704.697 ft ²	1060.701 ft ²	1469.028 ft ²	1469.028 ft ²
15b	CA AIL-CONTinj	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²
	CA.AIL-INSTinj	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²
16	Fluids Blending Factor (factICn) CONT	0.064	1.000	1.000	1.000
	Fluids Blending Factor (factICn) INST	1			
17	AIT Blending Factor (factAIT)	0	0	0	0
18	CA-AINLcmd (cont+inst)	18.664 ft ²	4638.706 ft ²	74219.296 ft ²	1187508.743 ft ²
	CA-AILcmd (cont+inst)	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²
	CA-AINLinj (cont+inst)	47.479 ft ²	8206.707 ft ²	91316.488 ft ²	1016083.651 ft ²
	CA-AILinj (cont+inst)	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²	0.000 ft ²
19	CA-flam cmd,n	18.664 ft ²	4638.706 ft ²	74219.296 ft ²	1187508.743 ft ²
20	CA-flam inj,n	47.479 ft ²	8206.707 ft ²	91316.488 ft ²	1016083.651 ft ²



D. Part D: Risk Matrix

HOLE SIZES		1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
1.	gff by hole size	8.00E-06 failures/year	2.00E-05 failures/year	2.00E-06 failures/year	6.00E-07 failures/year
2.	gff total	3.06E-05 failures/year			
3.	Fraction contribution of each hole size	0.261 ft ²	0.654 ft ²	0.065 ft ²	0.020 ft ²
4a.	Flammable consequence of equipment damage area	18.664 ft ²	4638.706 ft ²	74219.296 ft ²	1187508.743 ft ²
4b.	Flammable consequence of potential fatalities area	47.479 ft ²	8206.707 ft ²	91316.488 ft ²	1016083.651 ft ²
4.	Flammable consequence result	47.479 ft ²	8206.707 ft ²	91316.488 ft ²	1187508.743 ft ²
5.	Multiply each value in Line 4 by the corresponding fraction in Line 3	12.413 ft ²	5363.861 ft ²	5968.398 ft ²	23284.485 ft ²
6.	Toxic consequence results	0 ft ²	0 ft ²	0 ft ²	0 ft ²
7.	Multiply each value in Line 6 by the corresponding fraction in Line 3	0 ft ²	0 ft ²	0 ft ²	0 ft ²
8.	Sum the values from Line 5 for the Flammable Consequence area value	34629.157 ft²			
9.	Sum the values from Line 7. This is the Toxic Consequence area value	0 ft²			
10.	Consequence Category	E			
11.	Likelihood Value from Part B	3.06E-05 failures/year			
12.	Likelihood Category from Part B	1			
13.	Risk Category	Medium High			

LAMPIRAN E
PENENTUAN DEVIASI, *GUIDEWORD*, *SAFEGUARD*

Node	GW	Deviasi	Possible Causes	Dampak	Risk Category						Safeguards	Actions
					P	C				RR		
						M	A	L	P			
Pipa inlet wet gas menuju Top Shell TEG Contactor - dan Pipa outlet dry gas	More	High flow	Laju aliran dari 136BDV173 terbuka	Terdapat kelebihan air pada TEG Contactor	1	3	3	3	3	3	Mengaplikasikan high level alarm 135LAH168	Inspeksi dan pemeliharaan secara rutin sesuai jadwal preventive maintenance
			Laju aliran dari 136PV102 terbuka	1. Amine terbawa menuju TEG Contactor	1	3	3	4	4	4	Mengaplikasikan inisiasi high level trip 136LAHH119 (menyebabkan penutupan sistem amine)	
				2. Likuid TEG terbawa menuju downstream	1	3	3	4	4	4		
				3. Produk off-spec (produk gas tidak memenuhi spesifikasi)	1	3	3	3	3	3		



		<i>Low flow</i>	Laju aliran dari 135PV109 terbuka	1. Terdapat kelebihan produk <i>on-specification</i>	1	3	3	3	3	3		Inspeksi dan pemeliharaan secara rutin sesuai jadwal <i>preventive maintenance</i>
				2. Aliran produk gas menurun	1	2	2	2	3	3		
		<i>High pressure</i>			1	3	3	4	4	4	Mengaplikasikan tekanan desain (<i>design pressure</i>) yang sesuai sebesar 70barg	Inspeksi dan pemeliharaan secara rutin sesuai jadwal <i>preventive maintenance</i>
		<i>Low temperature</i>	Hilangnya media pemanas pada TEG Reboiler	Menghasilkan produk <i>off-specification</i>	1	3	3	3	3	3	136TI147/136TDI C155	Inspeksi dan pemeliharaan secara rutin sesuai jadwal <i>preventive maintenance</i>
Pipa inlet lean glycol	<i>More</i>	<i>High flow</i>	Laju aliran dari		1	3	3	3	3	3	i.Mengaplikasika n tekanan	Inspeksi dan pemeliharaan



menuju Bottom Shell TEG Contactor dan Pipa outlet rich glycol		dan <i>High Pressure</i>	136LV120 terbuka	Terdapat kelebihan tekanan pada komponen terkait							sebesar 8 barg pada 136PAH233	secara rutin sesuai jadwal <i>preventive maintenance</i>
											ii. Mengaplikasikan tekanan sebesar 9 barg pada 136PAHH219	
											iii. Mengaplikasikan tekanan sebesar 10 barg pada PSV	
	<i>Less</i>	<i>Low flow</i>	Aliran dari 136TV200 tertutup	1. Terdapat kelebihan tekanan pada komponen 136TV200	1	3	3	3	3	3	Mengaplikasikan tekanan sebesar 8 barg pada 136PAH233	Inspeksi dan pemeliharaan secara rutin sesuai jadwal <i>preventive maintenance</i>
				2. Terjadi <i>trip</i> pada sistem saat bertekanan tinggi	1	4	4	4	4	4	Mengaplikasikan tekanan sebesar 9 barg pada 136PAHH219	



			Aliran dari 136LV120 tertutup	1. Kapasitas fluida pada TEG <i>Contactor</i> bertambah	1	3	3	4	4	4	136LAHH119 initiates USD	Inspeksi dan pemeliharaan secara rutin sesuai jadwal <i>preventive maintenance</i>
				2. Kapasitas fluida pada TEG <i>Flash Drum</i> berkurang	1	2	2	2	3	2	Menetapkan 136LAL124 sebesar 500mm	
			Terjadi <i>fouling</i> pada <i>coil</i>	Kadar glikol berkurang akibat vaporisasi pada TEG <i>Vent Exchanger</i>	1	3	3	4	4	4	Menaikkan temperature pada TEG <i>Vent Exchanger</i>	
	More	High pressure	Aliran dari 136LV120 terbuka	Gas keluar menuju TEG <i>Circuit</i> akibat <i>overpressure</i> pada sistem TEG <i>Contactor</i>	1	4	4	4	4	4	i.136LALL120 menyebabkan SDV169 tertutup	Inspeksi dan pemeliharaan secara rutin sesuai jadwal <i>preventive maintenance</i>
											ii.136PAH233 berada pada tekanan 8 barg	



											iii.136PAHH21 9 berada pada tekanan 9 barg	
	<i>More</i>	<i>High temperature</i>	Aliran dari 136LV120 tertutup	Temperatur pada sistem TEG <i>Contactor</i> meningkat	1	2	2	2	3	3	136TAH200 diaplikasikan pada 54°C	Melakukan inspeksi pada sekitar sistem TEG <i>Contactor</i>
		<i>Impurities (gaseous, liquid, solid)</i>	Terdapat cairan hidrokarbon pada aliran TEG	Terjadi <i>foaming</i> dan <i>fouling</i>	1	1	2	2	3	3	Perlu diinjeksikan <i>anti-foam</i>	Inspeksi dan pemeliharaan secara rutin sesuai jadwal preventive maintenance
			Terdapat <i>amine</i> pada komponen	pH fluida meningkat yang menyebabkan <i>foaming</i>								



				Jumlah kandungan TEG berkurang	1	1	1	1	3	1		Inspeksi dan pemeliharaan secara rutin sesuai jadwal preventive maintenance
				Terjadi <i>flashing</i> pada pipa <i>outlet</i> <i>dry gas</i> menuju TEG <i>Reboiler</i>	1	3	3	3	3	3		

BIODATA PENULIS



Penulis yang dilahirkan di Kota Bontang pada tanggal 11 Oktober 1996, merupakan anak pertama dari 3 bersaudara. Riwayat pendidikan formal yang ditempuh oleh penulis, antara lain SD, SMP, SMA Vidatra. Lalu melanjutkan studi di jenjang Pendidikan Sarjana Departemen Teknik Material, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Selama berkuliah di Kampus Perjuangan ini, penulis mengikuti kegiatan seminar, pelatihan dan organisasi. Penulis pernah mengikuti organisasi mahasiswa sebagai staff Departemen Dalam Negeri 15/16 dan Kabiرو Kewirausahaan BEM FTI-ITS 16/17, serta Asisten Laboratorium Korosi dan Kegagalan Material 17/18. Penulis memiliki pengalaman kerja praktek di Divisi *Inspection*, Departemen *Technical*, PT. BADAK NGL Bontang pada bulan Juni-Juli 2017. Tugas akhir yang dikerjakan oleh penulis ini berjudul “Analisis Risiko Sistem TEG *Contact*or dengan Metode *Risk-Based Inspection* (RBI) Semi-Kuantitatif dan Bahaya dengan Metode *Hazard and Operability Study* (HAZOPS)”.

Email: vigitamaria@gmail.com